Environment Environnement
la
e de la
tion de
nnement

Demonstration of Anaerobic Digestion and Single Cell Protein Recovery at a Canadian Beef Feedlot

Canada

Technology Development
Report EPS 4-EP-83-3

Environmental Protection Programs Directorate
October 1983

ENVIRONMENTAL PROTECTION SERVICE REPORT SERIES

Technology Development Reports describe technical apparatus and procedures, and results of laboratory, pilot plant, demonstration or equipment evaluation studies. They provide a central source of information on the development and demonstration activities of the Environmental Protection Service.

Other categories in the EPS series include such groups as Regulations, Codes, and Protocols; Policy and Planning; Economic and Technical Review; Surveillance; Training Manuals; Briefs and Submission to Public Inquiries; and, Environmental Impact and Assessment.

Inquiries pertaining to Environmental Protection Service Reports should be directed to the Environmental Protection Service, Department of the Environment, Ottawa, Ontario, Canada, K1A 1C8.

DRECT PROGRAM

The Development and Demonstration of Resource and Energy Conservation Technology Program (DRECT), a part of the National Energy Program, is a cost-sharing program created to stimulate energy-efficient *new technology* applied to a waste stream (solid, liquid or gas).

The DRECT funds are provided to assist the implementation of a prototype process, which is defined as the first full scale, operating model. Some research and development work may be included (bench scale and pilot scale), but it must be tied to the installation of prototype process operating in the market place. Successful proponents (other than a federal government department) can expect to receive fifty percent of their total estimated costs up to a maximum of $200 000 per project per year.

Anyone meeting the above general criteria can apply for DRECT funds by sending a two page summary of the proposed project to the regional offices of the Environmental Protection Service or directly to:

The DRECT Secreteriat
Environmental Protection Service
Environment Canada
Ottawa (Ontario)
K1A 1C8

(819) 997-2057

DEMONSTRATION OF ANAEROBIC DIGESTION AND SINGLE CELL PROTEIN RECOVERY AT A CANADIAN BEEF FEEDLOT

by

Canviro Consultants Ltd.

for the

Technical Services Branch
Environmental Protection Programs Directorate
Environmental Protection Service
Environment Canada

This project was conducted under the Development and Demonstration of Resource and Energy Conservation Technology (DRECT) Program

D➧RECT

EPS 4-EP-83-3
October 1983

© Minister of Supply and Services Canada 1983
Cat. No. En 48-4/83-3E
ISBN 0-662-12846-X
BEAUREGARD PRESS LIMITED

ABSTRACT

The anaerobic digestion and protein recovery system described in this report resulted from the mutual efforts and financial support of Roslyn Park Farm Ltd., Canviro Consultants Ltd., Agriculture Canada, and Environment Canada's Development and Demonstration of Resource and Energy Conservation Technology (DRECT) Program.

Canviro Consultants Ltd. were hired by Roslyn Park Farm Ltd. in 1978 to solve persistent odour problems resulting from the liquid manure systems associated with a feedlot operation. It was determined that anaerobic digestion would alleviate the problem and be economically feasible if protein could be recovered for refeeding on-site.

Canviro proceeded with the design and construction of an anaerobic digestion system including single cell protein recovery and methane gas recovery facilities for Roslyn Park Farm. The methane gas is used as fuel for a boiler required to maintain minimum temperature in the digestion reactor. The full plant has been in operation since May 1981.

The report provides a description of the facility along with cost data and a summary of the first year of operation as well as conclusions and recommendations pertaining to the overall process.

RÉSUMÉ

La digestion anaérobie et le système de récupération de protéines décrits dans le présent rapport sont le fruit des efforts communs et des contributions financières de Roslyn Park Farm Ltd., Canviro Consultants Ltd., Agriculture Canada, et Environnement Canada grâce à son Programme de création et de démonstration des techniques de conservation des ressources et de l'énergie (DRECT).

Roslyn Park Farm Ltd. fit appel en 1978 aux services de Canviro Consultants ltd. pour trouver un moyen d'atténuer les odeurs persistantes provenant d'installations du traitement du lisier d'un parc d'engraissement. Il apparaissait que le digestion anaérobie réduirait le problème et qu'elle serait financièrement rentable si les protéines étaient récupérées pour alimenter le bétail sur place.

Canviro conçut et construisit pour Roslyn Park Farm Ltd. un système de digestion anaérobie comprenant des installations de récupération de protéines d'organismes monocellulaires ainsi que de méthane gazeux. Ce dernier fut utilisé comme combustible d'une chaudière qui permit de maintenir une température minimale dans le réacteur de digestion. L'ensemble du système fonctionne depuis mai 1981.

Le présent rapport présente une description des installations, les données relatives aux coûts, un résumé de la première année d'exploitation et enfin des conclusions et des propositions pour l'ensemble du procédé.

ABBREVIATIONS

BA	=	Bicarbonate Alkalinity
BOD_5	=	5-Day Biochemical Oxygen Demand
COD	=	Chemical Oxygen Demand
C.P.	=	Crude Protein
d	=	Day
DM	=	Dry Matter
ha	=	Hectare
HP	=	Horse Power
HRT	=	Hydraulic Retention Time
N.A.	=	Not Available
N.D.	=	Not Determined
NH_3-N	=	Ammonia Nitrogen
O & M	=	Operating and Maintenance
p.a.	=	Per Annum
RPF	=	Roslyn Park Farm
SCP	=	Single Cell Protein
TA	=	Total Alkalinity
TKN	=	Total Kjeldahl Nitrogen
TOC	=	Total Organic Carbon
TS	=	Total Solids
VA	=	Volatile Acids
VS	=	Volatile Solids

TABLE OF CONTENTS

		Page
ABSTRACT		i
RÉSUMÉ		ii
ABBREVIATIONS		iii
LIST OF TABLES		vii
LIST OF FIGURES		ix
1	INTRODUCTION	
1.1	Background	1
1.2	Objectives	2
2	PROCESS DESCRIPTION	3
3	DESIGN PARAMETERS	6
4	CONSTRUCTION AND START-UP	8
5	RESULTS OF THE ONE-YEAR PERFORMANCE MONITORING PROGRAM	10
5.1	General Overview	10
5.2	Steady-state Results	21
5.3	Single Cell Protein Recovery and Utilization	24
5.3.1	Recovery	24
5.3.2	Utilization	26
5.4	Biogas Production and Storage	29
5.4.1	Production	29
5.4.2	Storage	31
5.5	Pathogen Reduction	31
5.6	Digester Mixing Study	33
5.7	Impact of Anaerobic Digestion on the Existing RPF Manure Management System	35
5.7.1	Environmental Considerations	35
5.7.2	Impact on the Fertilizer Value of Manure	36
5.8	Operational Problems/Remedial Measures	38
6	ENERGY REQUIREMENTS OF THE RPF ANAEROBIC DIGESTION SYSTEM	41

TABLE OF CONTENTS (cont'd)

		Page
7	ECONOMIC ANALYSIS OF THE RPF ANAEROBIC DIGESTION SYSTEM	45
8	CONCLUSIONS AND RECOMMENDATIONS	50
8.1	Conclusions	50
8.2	Recommendations	51
9	REFERENCES	53
APPENDIX A	MODIFICATIONS TO RPF DESIGN SPECIFICATIONS	55
APPENDIX B	DETERMINATION OF ENERGY REQUIREMENTS FOR EXISTING AND FULL-SCALE RPF ANAEROBIC DIGESTION SYSTEMS	57
APPENDIX C	ECONOMIC ANALYSIS OF AN ANAEROBIC DIGESTION AND PROTEIN RECOVERY SYSTEM FOR A 500-HEAD BEEF FEEDLOT	60
APPENDIX D	CALCULATIONS OF ENERGY CREDITS FOR SCP USE AND POLLUTION REDUCTION BY RPF SYSTEM	65

LIST OF TABLES

Table		Page
1	DESIGN AND PERFORMANCE CRITERIA FOR THE RPF ANAEROBIC DIGESTION SYSTEM	6
2	DESIGN CAPACITY OF MAJOR COMPONENTS IN THE RPF ANAEROBIC DIGESTION SYSTEM	7
3	WEEKLY FREQUENCY OF SAMPLING AND ANALYSIS DURING THE ONE-YEAR DIGESTER MONITORING PROGRAM	13
4	COMPARISON OF EXTENDED RUN THERMOPHILIC AND MESOPHILIC ANAEROBIC DIGESTION OF CENTRIFUGED BEEF MANURE	14
5	MONTHLY PERFORMANCE SUMMARY OF THE RPF ANAEROBIC DIGESTION SYSTEM	19
6	COMPARISON OF STEADY-STATE THERMOPHILIC AND MESOPHILIC ANAEROBIC DIGESTION OF CENTRIFUGED BEEF CATTLE MANURE	20
7	SUMMARY OF LABORATORY STUDY RESULTS ON ANAEROBIC DIGESTION OF CENTRIFUGED RPF BEEF MANURE	23
8	OPTIMIZATION STUDIES FOR PROTEIN RECOVERY IN RPF ANAEROBIC DIGESTION SYSTEM	25
9	TYPICAL DAILY VARIABILITY IN TOTAL SOLIDS AND CRUDE PROTEIN RECOVERIES DURING INTENSIVE MONITORING AT RPF (1981)	27
10	COMPARISON OF RECOVERED SINGLE CELL PROTEIN FROM THE RPF ANAEROBIC DIGESTION SYSTEM WITH CONVENTIONAL LIVESTOCK FEEDS	28
11	COMPARISON OF REPORTED SPECIFIC BIOGAS PRODUCTION RATES IN THE ANAEROBIC DIGESTION OF BEEF CATTLE MANURE	30
12	REDUCTION OF INDICATOR PATHOGENS BY FULL-SCALE THERMOPHILIC AND MESOPHILIC ANAEROBIC DIGESTION	32
13	AVERAGE ORGANIC STRENGTH AND FERTILIZER LEVELS IN PROCESS STREAMS OF THE RPF ANAEROBIC DIGESTION SYSTEM	36

LIST OF TABLES (cont'd)

Table		Page
14	SUMMARY OF HEATING REQUIREMENTS FOR THE EXISTING AND FULL-SCALE RPF ANAEROBIC DIGESTION SYSTEMS	41
15	BIOGAS AND ENERGY PRODUCTION BY THE EXISTING AND FULL-SCALE RPF ANAEROBIC DIGESTION SYSTEMS	42
16	ENERGY BALANCE SHEET FOR EXISTING AND FULL-SCALE RPF ANAEROBIC DIGESTION SYSTEMS	44
17	CAPITAL COSTS FOR THE ROSLYN PARK FARM ANAEROBIC DIGESTION SYSTEM	46
18	CURRENT AND PROJECTED OPERATING AND MAINTENANCE COSTS FOR THE RPF ANAEROBIC DIGESTION FACILITY	47
19	ESTIMATED REVENUES AND PROFIT (LOSS) FROM THE DIGESTION SYSTEM AT RPF	48
20	ESTIMATED CAPITAL COSTS FOR AN ANAEROBIC DIGESTION FACILITY FOR A 500-HEAD BEEF FEEDLOT	61
21	ESTIMATED OPERATING AND MAINTENANCE COSTS FOR AN ANAEROBIC DIGESTION FACILITY FOR A 500-HEAD BEEF FEEDLOT	63
22	REVENUES AND PAYBACK PERIOD FOR AN ANAEROBIC DIGESTION FACILITY AT A 500-HEAD BEEF FEEDLOT	64

LIST OF FIGURES

Figure		Page
1	SCHEMATIC DIAGRAM OF THE ROSLYN PARK FARM ANAEROBIC DIGESTION SYSTEM FOR BIOGAS AND SINGLE CELL PROTEIN RECOVERY	4
2	VARIABILITY OF RPF MANURE CHARACTERISTICS DURING THE ANAEROBIC DIGESTION DEMONSTRATION PROJECT	12
3	VS LOADING RATE AND BIOGAS PRODUCTION RATE AND QUALITY DURING FIRST-YEAR OPERATION OF THE RPF ANAEROBIC DIGESTION SYSTEM	15
4	COD AND VOLATILE SOLIDS REDUCTIONS DURING FIRST-YEAR OPERATION OF THE RPF ANAEROBIC DIGESTION SYSTEM	16
5	PERFORMANCE OF DIGESTER EFFLUENT CHEMICAL PARAMETERS AND TOTAL SOLIDS DURING FIRST YEAR OPERATION OF THE RPF ANAEROBIC DIGESTION SYSTEM	17
6	WASHOUT CURVE FOR FLUORIDE TRACER IN RPF DIGESTER MIXING STUDY	34
7	SCHEMATIC OF A TYPICAL ANAEROBIC DIGESTION SYSTEM FOR A 500-HEAD BEEF FEEDLOT OPERATION	62

1 INTRODUCTION

1.1 Background

Roslyn Park Farm Limited (RPF), located at R.R. No. 2, Petersburg (southwest of Kitchener), operates the largest beef cattle feedlot in Ontario. An average of 4 500 cattle are fed in total confinement, in open-sided, slatted-floor barns.

Prior to 1978, the manure management system which handled the 150 m^3 (150 tonnes) of liquid manure produced daily consisted of: (a) pumping the manure from the pits under the slatted-floor barns to a solid bowl centrifuge in order to separate the solids from the liquid portion; (b) transporting the solids to another farm for composting and sale as a soil conditioner; and (c) pumping the liquid (still containing 4-7% solids) to a 2.4 ha earthen storage for spray irrigation as fertilizer.

Because of persistent odour problems and increasing energy costs of the operation, Roslyn Park Farm Ltd. hired Canviro Consultants Ltd., in 1978, to conduct a study on the feasibility of anaerobic digestion as an addition to the existing manure handling system. Canviro determined anaerobic digestion to be economically feasible at RPF if single cell protein was recovered for refeeding on-site.

Considering the novel technology involved (first in Canada), the potential energy savings and the environmental side benefits (mainly odour reduction), Canviro was awarded a contract by Agriculture Canada to design an anaerobic digestion system including single cell protein recovery facilities for RPF. RPF subsequently received partial funding from the federal government's Development and Demonstration of Resource and Energy Conservation Technology (DRECT) Program for construction and demonstration of a prototype system to handle 40% of the manure generated. (As noted in Section 2, several components of the system were actually sized for 100% capacity in anticipation of a future Stage 2 expansion to handle all the manure generated and to install biogas utilization equipment.)

The digestion components were completed in November, 1980, and have been fully operational since December, 1980. The protein recovery component was completed in May, 1981, and has been fully operational since August, 1981. A description of the facility, along with a summary of first-year performance and cost data, are presented in the following sections in fulfillment of RPF's contract with DRECT. Modifications to the original Canviro design specifications are presented in Appendix A.

1.2 Objectives

The overall objective of this project was to construct and demonstrate a large-scale prototype anaerobic digestion facility at a 5 000-head beef feedlot. Specific objectives were to:

a) Construct the anaerobic digestion facility to process 40% of the manure generated at the feedlot. (In this phase of the project, biogas utilization was limited to fueling the boiler, but several components of the system were sized to handle 100% of the manure in anticipation of a later stage of the project which would complete the facility and utilize the excess biogas produced.)

b) Record all procedures and problems during start-up of the facility.

c) Assess the performance of the process over an extended period of time (12 months) with respect to biogas production, chemical stability and single cell protein recovery.

d) Detail any operating problems encountered in the monitoring program and describe corrective measures taken.

e) Determine energy requirements and net energy production.

f) Evaluate the suitability of recovered single cell protein as a cattle feed supplement.

g) Assess the impact of the anaerobic digestion system on the existing RPF waste management system.

h) Detail the capital and operating and maintenance costs for the first year of operating the RPF anaerobic facility.

i) Project the capital and operating and maintenance costs for a similar system at a 500-head feedlot.

2 PROCESS DESCRIPTION

The Roslyn Park Farm anaerobic digestion system was designed to complement the existing manure handling system at the farm (i.e. initial solids/liquid operation, solids composting, and liquid storage-spray irrigation). A schematic diagram of the facility is shown in Figure 1. The liquid from the first centrifuge (low speed, 0.45 m^3/min Bird Machinery Co. Ltd., 183 cm x 91 cm solid bowl centrifuge) flowed by gravity to a holding tank and was pumped continuously from there to the digester with a variable speed progressing cavity pump. The variable feed capability allows the flexibility to operate the digester at retention times from less than 5 days to greater than 50 days (i.e. 0.009-0.15 m^3/min). A design retention time of 10 days was used to size the major components.

The anaerobic digestion was carried out in a reinforced concrete (sealed-silo type) tank (diameter, 9.1 m; height, 11 m) having an active volume of 636 m^3. The digester was mixed with a turbine-type, low rpm, low HP, top-mounted mixer rotating at 8.3 rpm to ensure uniform temperature throughout the tank and to provide contact between the feedstock and the microorganisms. Baffles made of pressure-treated wood were installed to promote efficient mixing. The tank was placed in-ground to the maximum depth allowed by groundwater and soil conditions at the site (2.1 m). Insulation below grade was 5.08 cm styrofoam SM. Above grade, 5.08 cm white styrofoam was strapped on and covered with 28-gauge roofing metal. The roof and exterior piping were insulated with polyurethane sprayed-on foam insulation. For monitoring purposes, the tank was fitted with several side and top sampling ports, a liquid level indicator, and top and side entry manholes.

The system was designed to operate at either thermophilic (55-60 °C) or mesophilic (35 °C) temperatures. Steam was generated by a 60 kW dual-fuel boiler designed to switch automatically between biogas and propane auxiliary fuel when required.

Steam was used to bring the manure up to the process operating temperature prior to entering the digester by mixing steam/manure in a Canviro-designed steam box. To make up for heat losses from the digester, steam was also injected directly into the digester to maintain the process temperature.

With the provided operating conditions (absence of oxygen, elevated temperature, short retention time, and excellent contact between microorganisms and feedstock), optimum biogas production was achieved by the microorganisms; these could subsequently be recovered from the digester effluent as single cell protein (SCP).

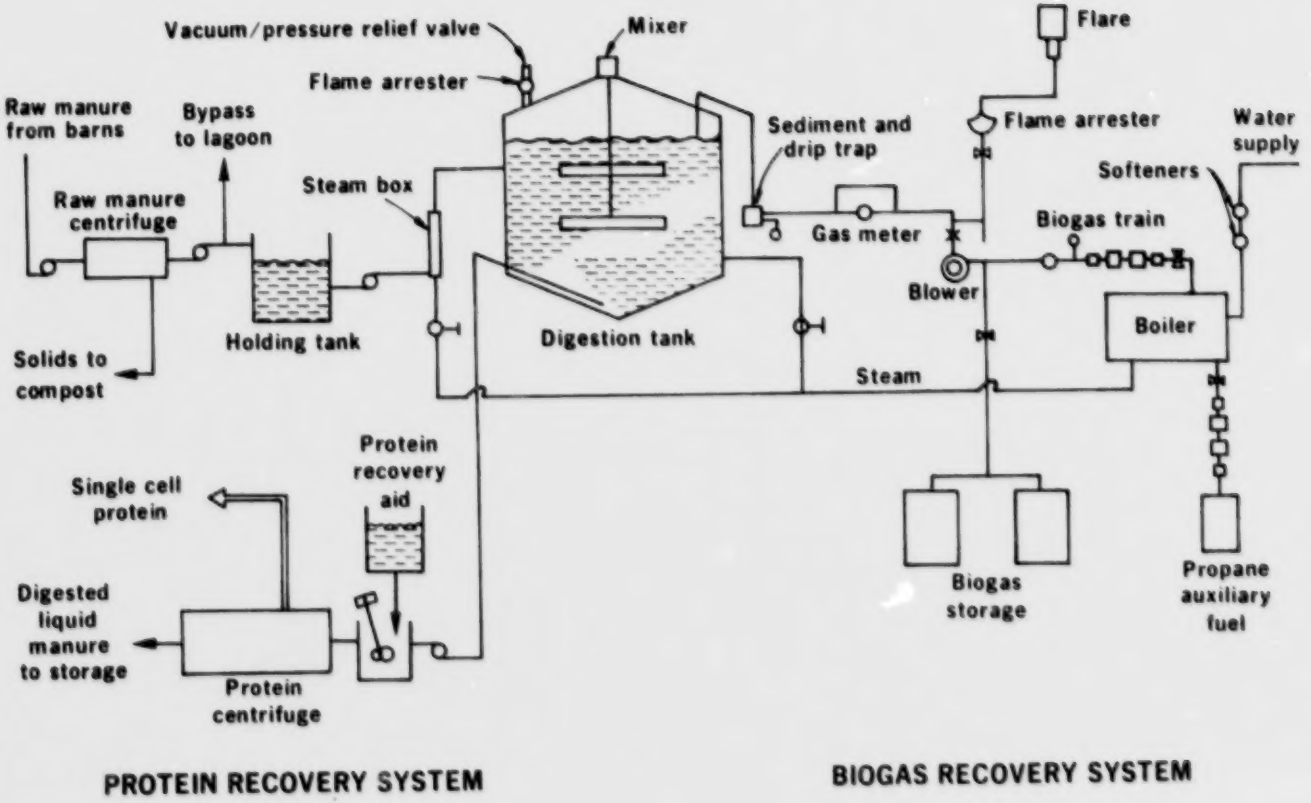

FIGURE 1 SCHEMATIC DIAGRAM OF THE ROSLYN PARK FARM ANAEROBIC DIGESTION SYSTEM FOR BIOGAS AND SINGLE CELL PROTEIN RECOVERY

Biogas (primarily methane, and carbon dioxide with traces of other gases) was withdrawn from the top of the digester, cooled in a water-jacketed heat exchange pipe, then passed through a) a sediment/drip trap to remove grit and moisture, b) a gas meter to monitor production, and c) a gas blower to pump the biogas to steel storage tanks at 6.9-34.5 kPa. The biogas flowed automatically to the boiler on demand.

CSA-approved gas safety equipment was provided, along with pressure and temperature control instrumentation. A propane auxiliary fuel system was provided for system start-up and for periods when insufficient biogas was produced. When the system boiler did not require biogas, a Canviro-designed flare was provided to burn the excess biogas. Investigation of future uses for excess biogas is being planned for the Stage 2 expansion. (Uses to fuel an alfafa/corn dryer, a corn flaking system, or electrical power generation appear to have the greatest potential at Roslyn Park Farm.)

Digester effluent was withdrawn from the tank bottom and pumped directly to the protein recovery unit, which consisted of a second centrifuge (Sharples, high speed, solid bowl, 224 kW, 0.136 m^3/min) with polymer conditioning system. The protein recovery centrifuge and polymer dewatering aid were specially selected to maximize recovery of the single cell protein (SCP) solids from the digester effluent. Single cell protein was concentrated from approximately 4% weight to 20% in the centrifuge cake. Recovered single cell protein was stored for refeeding as a ration protein supplement.

The final, processed liquid manure from the protein recovery system was pumped to the earthen storage for spray irrigation as a fertilizer.

3 DESIGN PARAMETERS

Table 1 summarizes the design values used for the RPF anaerobic digestion system, as outlined in the Design Report. Several of the major components, including all the heating and gas handling equipment and protein recovery system, were actually designed for 100% capacity in anticipation of a Stage 2 expansion to handle all the manure generated at RPF (see Table 2).

TABLE 1 DESIGN AND PERFORMANCE CRITERIA FOR THE RPF ANAEROBIC DIGESTION SYSTEM

Design Parameters			Design Value
No. of Head of Cattle			5 000
Design Flow Rate - Stage 1[a]			64 m^3/d Manure
	- Stage 2		159 m^3/d Manure
Volatile Solids Loading Rate			4.3 kg VS/m^3/d
Hydraulic Retention Time			10 d
Temperatures	- Summer Ambient		21°C
	- Winter Ambient		-7°C
	- Summer Manure		16°C
	- Winter Manure		1°C
	- Process	- Thermophilic	55°C
		- Mesophilic	35°C
Specific Biogas Production Rate			0.30 m^3/kg VS added
Methane Content of Biogas			65% by volume
Single Cell Protein Recovery Rate			90 kg wet cake/m^3 of digester effluent centrifuged
SCP Solids Content			20% (D.M. basis)
SCP Crude Protein Content			33% (D.M. basis)

[a] Stage 1 = 40% of manure processed
Stage 2 = 100% of manure processed

The performance criteria presented in Table 1 were based on data reported in previous lab and pilot scale studies of anaerobic digestion under thermophilic operating conditions (Hashimoto et al., 1978; Varel et al., 1977; and others). Very limited data were available on the protein production and recovery aspects at the time of design (i.e. Hashimoto et al., 1978).

The digestion design values in Table 1 are based on the original design parameters included in the Design Report prepared for Agriculture Canada (Rush Engineering Services Ltd., 1980). The protein design criteria were developed during the course of Canviro laboratory digestion studies (Canviro Consultants Ltd., 1981) because very limited design data were previously available.

TABLE 2 DESIGN CAPACITY OF MAJOR COMPONENTS IN THE RPF ANAEROBIC DIGESTION SYSTEM

Component	Percent[a] of Waste Handled
Boiler Water Treatment System	100
Boiler Water Preheat & Control System	100
Boiler and Gas Train	100
Manure Feed System	100
Steam Heating System	100
Biogas Collection and Safeties	100
Biogas Storage	40
Digestion Tank and Mixer	40
Single Cell Protein Recovery System	100
Controls and Instrumentation	100
Biogas Utilization System (for boiler fuel only)	10

[a] The RPF Demonstration Facility partially funded by DRECT (Stage 1 of the complete facility) was designed to handle 40% of the daily manure production.

4 CONSTRUCTION AND START-UP

Excavation and site work for the demonstration facility began in September, 1979. The tank construction started in late November, with the foundation and floor slab being completed prior to freeze-up. All equipment orders were placed during the winter and construction resumed in April, 1980. No major problems were encountered during construction and equipment installation. Most components were operable by September, 1980, such that mechanical and electrical start-up took place in late September, 1980.

Process start-up was initiated during the third week of November, 1980, when the digester was filled with 227 m^3 of unheated digested municipal sewage sludge from sewage treatment plants in the Kitchener area, and 45 m^3 of centrifuged manure. On November 24, 1980, the mixer was started up and steam was injected directly into the digester to raise the temperature of the tank contents to 55°C. No further manure was added for 5 days; after this interval, another 182 m^3 of municipal sewage sludge was fed through the steam box (which raised the temperature to 55°C) into the digester. Thereafter, centrifuged manure was fed to the digester on a 40-day retention time basis until the tank was full to the operating level. Loading rates during start-up were then based on the chemical stability of the digester; they were increased if the system did not increase in volatile acids or decline in gas production or quality

The biological process itself caused no problems during start-up. However, as is to be expected with a new application of a technology, some operational difficulties were encountered, including:

a) Because of delays caused by the supplier of some biogas safety equipment, methane generated by the process could not be used by the boiler until December 24, 1980; automatic switchover from methane (biogas) to propane was not accomplished until January 17, 1981.

b) An unanticipated problem was encountered because of the season in which start-up occurred. The winter of 1980-81 was extremely cold; when the boiler cycled into the High-Fire stage using propane, the rapid decompression of a large quantity of propane through the pressure regulating valve caused the valve to freeze shut. The boiler then sensed that its fuel supply was cut off and thus would shut itself off automatically until the valve could be thawed the following morning. This situation was partially rectified by adding reserve propane tanks to the system, thus

increasing the total propane volume and decreasing the pressure differential that caused the valve to freeze. Such a situation could be avoided by scheduling start-up during the summer or fall.

c) Small mechanical problems were encountered with the boiler system initially, because of faulty electrical relays and contacts that failed. Problems were also encountered with some gas system check valves. Substitution of these equipment items with more reliable replacements has rectified the problems.

Process start-up was considered to be complete on January 19, with the first 12 weeks (i.e. January 19 to April 12) funded by Agriculture Canada. The remaining 37-week period (April 13 to December 27) was funded by the DRECT contract.

5 RESULTS OF THE ONE-YEAR PERFORMANCE MONITORING PROGRAM

5.1 General Overview

The RPF anaerobic digestion system was evaluated both in terms of digestion process performance (i.e. stability of physical/chemical parameters, biogas production and biogas quality) and protein recovery performance (i.e. single cell protein recoverability and quality). Although the initial concept and design basis for the RPF system were based on thermophilic operation, several factors contributed to the decision to change to mesophilic operation (35°C) after 6 months at 55°C:

a) Results of Year 2 of an ongoing Canviro laboratory-scale digestion study (Canviro Consultants Ltd., 1981) showed that gas production and stability of the thermophilic digestion of RPF manure were improved if whey was added as a carbon source. During the first few months of full-scale operation, whey was added because it was readily available from a local cheese plant at the time. However, whey availability became inconsistent as summer approached and its quality deteriorated rapidly in the warm weather (pH drop, reduction in volatile solids and increase in volatile acids all made whey less attractive as a carbon source).

b) Results of a Canviro concurrent lab study (Year 3) (Canviro Consultants Ltd., 1982) showed that a 10-day retention time could be achieved at 35°C without whey addition to RPF manure. Under mesophilic conditions in the lab study, single cell protein recoverability and quality were equivalent to those produced under thermophilic conditions. The overall economics appeared to be better under mesophilic conditions.

c) The decision was made by RPF to utilize all of the single cell protein on-site rather than to sell it as a commercial feed supplement, thereby eliminating the advantage of better pathogen reduction at the higher digestion temperature (i.e. no feed approvals are necessary for on-site feeding).

d) Although the thermophilic process responded remarkably well to several incidents of temperature fluctuations due to boiler problems and shock loading caused by the highly variable RPF manure characteristics encountered, the on-going lab study indicated a better process stability at 35°C. When recurrent foaming was encountered in the digester during June because of the high levels of volatile acids in the raw manure, the opportunity was taken to obtain comparative data on both thermophilic and mesophilic operation (especially in light of a) and b), above).

Raw manure characteristics were much more variable during the study (and therefore a much more important factor in evaluating the process performance) than was predicted from the previous years' analytical data. Two specific problems were encountered that affected the process performance: dilute manure (less than 3% total solids) during rainy periods, and low pH/high volatile acids in manure caused by a local cheese plant disposing of whey into the barn manure pits during warm weather. The variation in raw manure pH, volatile acids and total solids content is shown in Figure 2.

Digester performance and protein recovery performance during both thermophilic and mesophilic operation were monitored in accordance with the schedule summarized in Table 3. All analytical procedures have been described in detail by Canviro Consultants Ltd. (1981).

A reduced level of monitoring after July was instituted for two reasons. First, sampling frequency was maintained at a higher level than proposed during the first half of the study, with funds budgeted for analysis being depleted at a rapid rate. Secondly, it was deemed important to operate the digester at a reduced monitoring level, such as would happen when the day-to-day operational duties were assumed by Roslyn Park Farm personnel. (RPF personnel took over total operational responsibilities in September and have been successfully operating the system since that time).

Protein recovery testing consisted of several sets of optimization studies which examined the effects of backdrive speed and polymer type and dosage on centrifuge efficiency (see Section 5.3 for details).

For comparison of digestion performance at 55°C and 35°C, data from weeks 24 to 36 have been omitted because of the uncharacteristic manure quality and transition to 35°C during this period. Average digestion results for 14 weeks of thermophilic operation (January 19 to April 18) and 19 weeks of mesophilic operation (August 10 to December 27) are presented in Table 4. An overview of the most important digestion monitoring parameters during the entire year is presented in Figures 3, 4 and 5. As indicated on these Figures and as discussed in Section 5.2, "steady-state" periods were also selected at each operating temperature to compare thermophilic versus mesophilic digestion.

The average organic loading rates of 2.37 and 2.66 kg VS/m^3/d were of similar magnitude for thermophilic and mesophilic operation, respectively. The average retention time during mesophilic treatment (14.1 d) was significantly less than the 18.3 d retention time for thermophilic operation because the centrifuged manure was lower in solids during

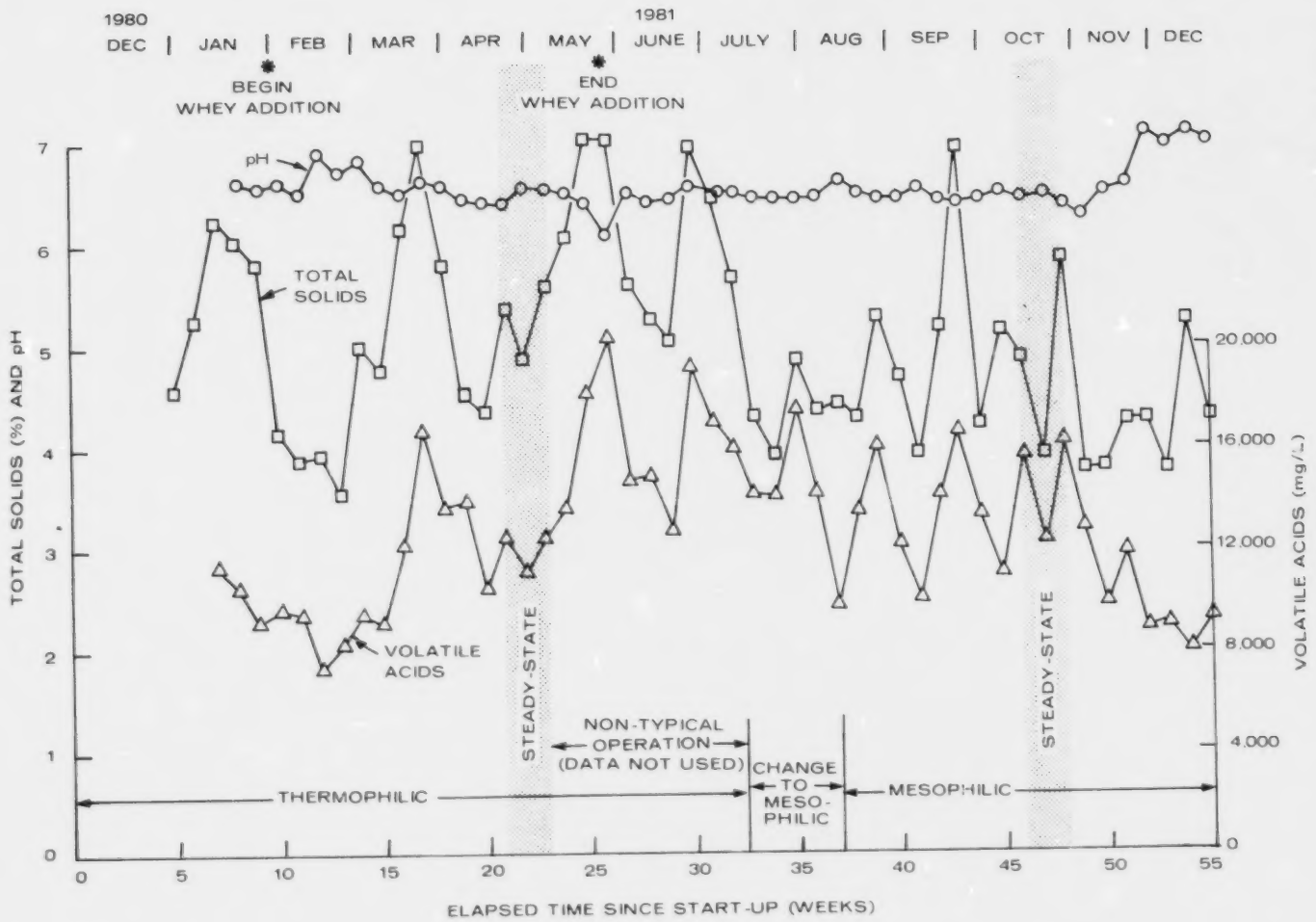

FIGURE 2 VARIABILITY OF RPF MANURE CHARACTERISTICS DURING THE ANAEROBIC DIGESTION DEMONSTRATION PROJECT

TABLE 3 WEEKLY FREQUENCY OF SAMPLING AND ANALYSIS DURING THE ONE-YEAR DIGESTER MONITORING PROGRAM

	Intensive Sampling (Nov. 20, 1980-July 19, 1981)			Reduced Sampling (July 20-Dec. 19, 1981)	
Analysis	In	Out	Whey	In	Out
Total Solids	3 comp[a]	3 comp	3 comp	1 comp	1 grab
Volatile Solids	3 comp	3 comp	3 comp	1 comp	1 grab
pH	5 grab	5 grab	1 grab	1 grab	1 grab
Volatile Acids	1 grab	5 grab	1 grab	2 grab	2 grab
Total Alkalinity	1 grab	5 grab	1 grab	2 grab	2 grab
COD	1 comp	1 grab	1 comp	-	1 grab
TOC	1 comp	1 grab	-	-	-
TKN	1 comp	1 grab	-	-	-
NH_3-N	1 comp	1 grab	-	-	1 grab
Biogas	-	2 grab	-	-	1 grab

[a] comp = composite sample

mesophilic treatment; also, the mesophilic period was longer than the thermophilic data collection period: extended operation at the design retention time of 10 days was achieved at 35°C.

Fluctuations in the VS loading rate are depicted in Figure 3. Total solids in the combined manure/whey feed during thermophilic operation averaged 49.67 kg/m^3 (72.3% volatile). Total solids of digester effluent were 30.68 kg/m^3 (50.0% volatile) during this period. Average volatile solids reduction for the combined manure/whey feed was 45.0%. In comparison, the average total solids in the centrifuged manure only feed and digester effluent were 45.90 (68.3% volatile) and 39.84 kg/m^3 (62.0% volatile), respectively. In mesophilic treatment, therefore, the average VS reduction was only 25.0%, considerably less than the value observed with the whey/manure feed in thermophilic operation. The higher VS reduction during thermophilic operation is due mainly to the readily biodegradable solids present in whey. Weekly volatile solids reductions are recorded in Figure 4. Once whey addition was stopped (on May 22), the VS reductions during thermophilic treatment began to decline towards the 25% average value observed in mesophilic operation.

TABLE 4 COMPARISON OF EXTENDED RUN THERMOPHILIC AND MESOPHILIC ANAEROBIC DIGESTION OF CENTRIFUGED BEEF MANURE

Parameter	Thermophilic (Weeks 10-23)			Mesophilic (Weeks 37-55)	
	Centrifuged Manure + Cheese Whey		Effluent	Centrifuged Manure	Effluent
Loading Rate (kg VS/m^3/d)	2.37		-	2.66	-
Retention Time (d)	18.3		-	14.1	-
Total Solids (kg/m^3)	49.67		30.68	45.90	39.84
Volatile Solids (% of total)	72.3		59.0	68.3	62.0
pH	6.6	(manure only)	7.9	6.9	7.8
Volatile Acids (mg/L)	10 300	(manure only)	3 160	12 000	4 790
Total Alkalinity (mg/L)	9 800	(manure only)	9 170	10 100	11 000
VA/BA	5.56	(manure only)	0.462	11.5	0.651
COD (kg/m^3)	67.0		30.3	68.2	37.0
TKN (kg/m^3)	3.17		3.07	3.45	3.25
NH_3-N (kg/m^3)	1.62		1.83	1.84	2.15
VS Reduction (%)	-		45.0	-	25.0
COD Reduction (%)	-		54.3	-	23.0
Biogas Production (m^3/m^3/d)	-		1.25	-	0.853
Specific Biogas Production (m^3/kg VS add)	-		0.526	-	0.337
Methane Content (% volume)	-		64.4	-	69.5

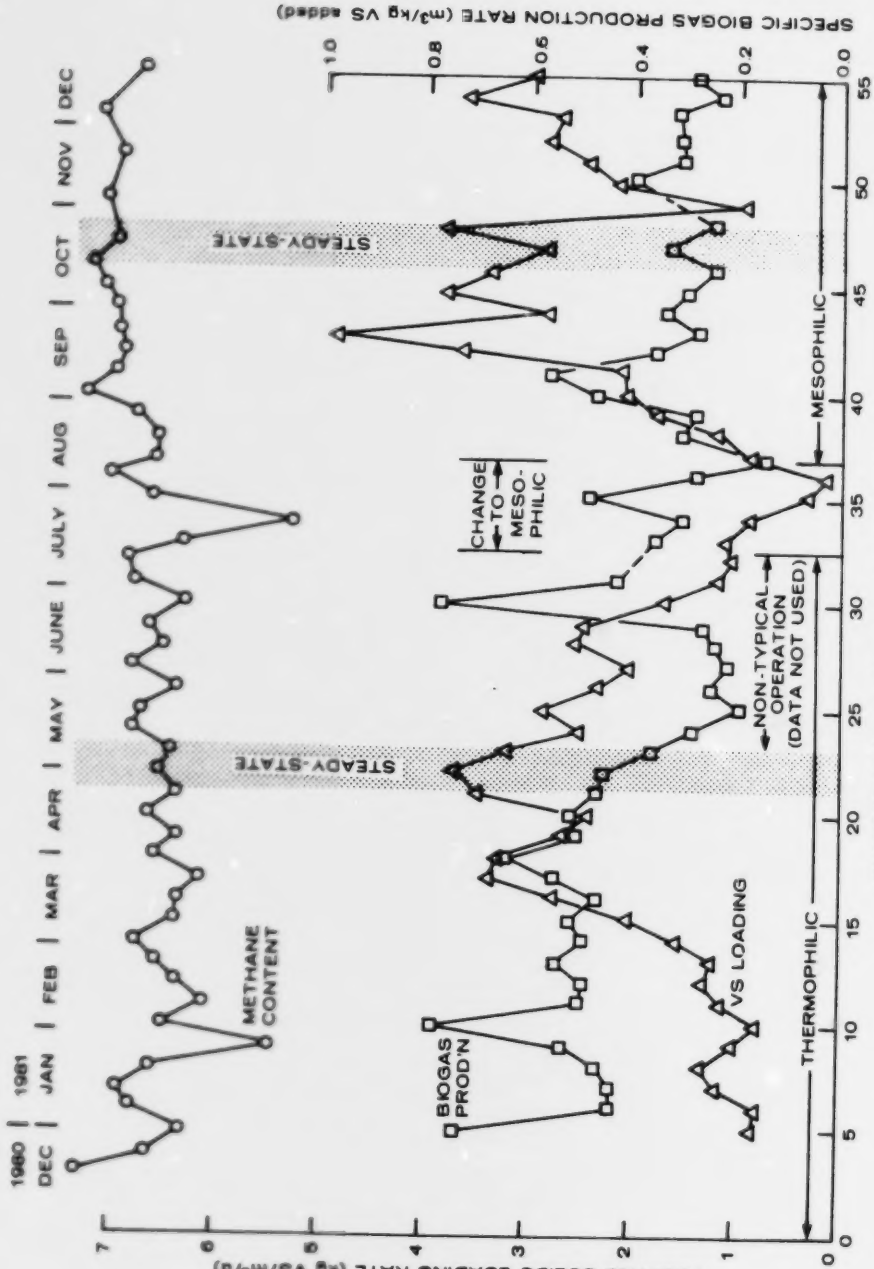
1980 | 1981
DEC | JAN | FEB | MAR | APR | MAY | JUNE | JULY | AUG | SEP | OCT | NOV | DEC
METHANE CONTENT
BIOGAS PROD'N
VS LOADING
STEADY-STATE
STEADY-STATE
CHANGE TO MESOPHILIC
NON-TYPICAL OPERATION (DATA NOT USED)
THERMOPHILIC
MESOPHILIC
METHANE CONTENT OF BIOGAS (% x 0.1)
VOLATILE SOLIDS LOADING RATE (kg VS/m3/d)
SPECIFIC BIOGAS PRODUCTION RATE (m3/kg VS added)
ELAPSED TIME SINCE START-UP (WEEKS)

FIGURE 3 VS LOADING RATE AND BIOGAS PRODUCTION RATE AND QUALITY DURING FIRST-YEAR OPERATION OF THE RPF ANAEROBIC DIGESTION SYSTEM

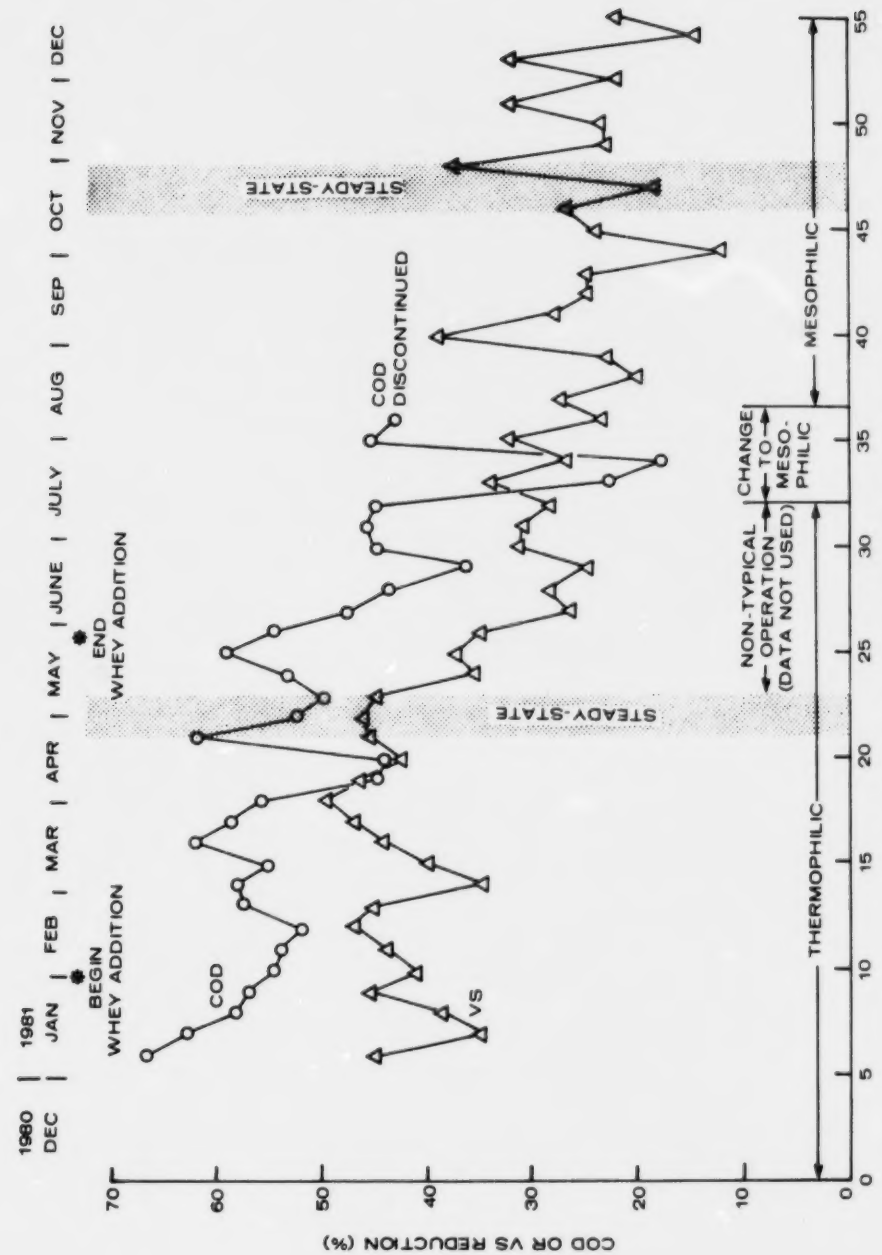
1980 | 1981
DEC | JAN | FEB | MAR | APR | MAY | JUNE | JULY | AUG | SEP | OCT | NOV | DEC
BEGIN WHEY ADDITION
END WHEY ADDITION
COD
VS
STEADY-STATE
COD DISCONTINUED
STEADY-STATE
NON-TYPICAL OPERATION (DATA NOT USED)
CHANGE TO MESO-PHILIC
THERMOPHILIC
MESOPHILIC
COD OR VS REDUCTION (%)
ELAPSED TIME SINCE START-UP (WEEKS)

FIGURE 4 COD AND VOLATILE SOLIDS REDUCTIONS DURING FIRST-YEAR OPERATION OF THE RPF ANAEROBIC DIGESTION SYSTEM

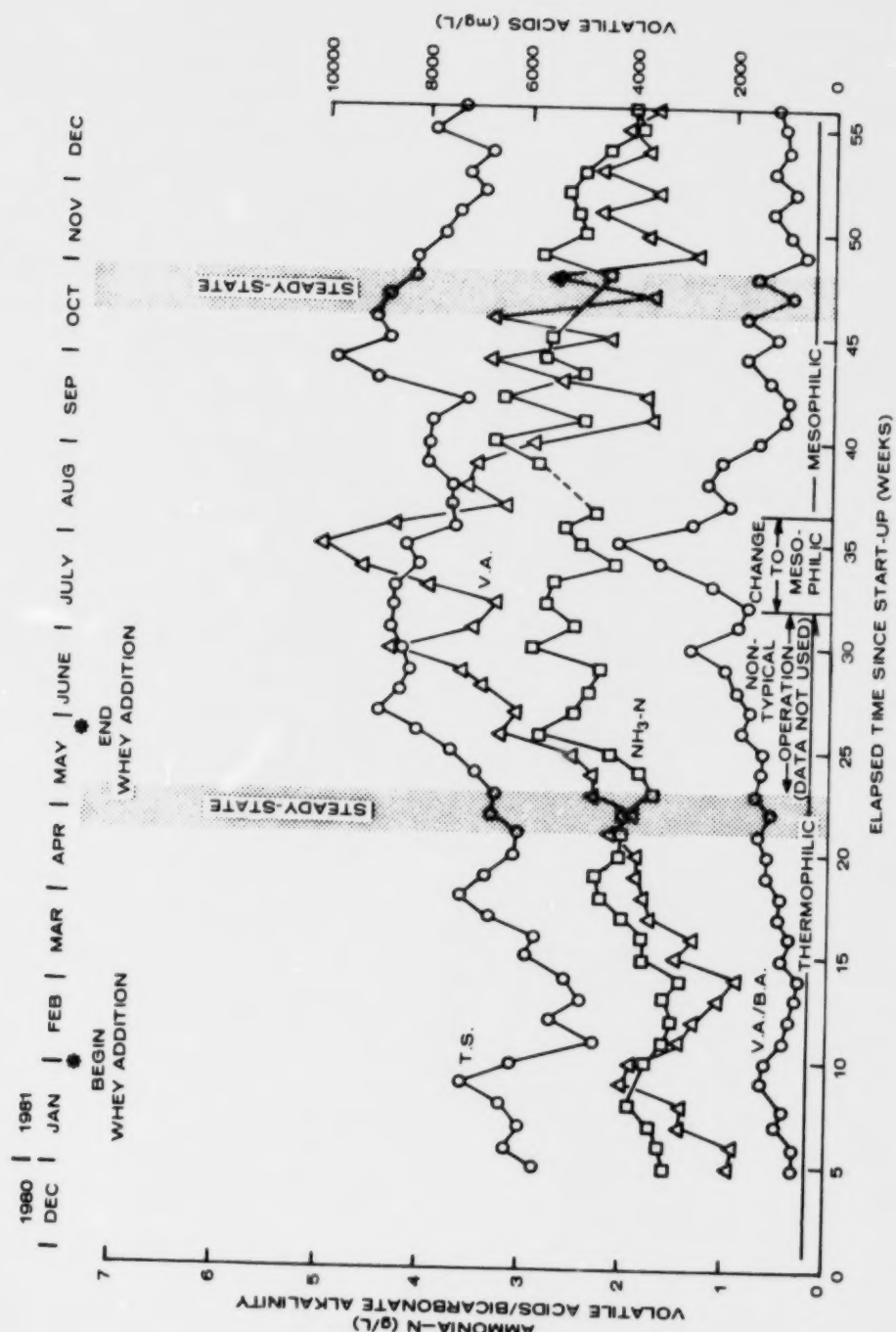

FIGURE 5 PERFORMANCE OF DIGESTER EFFLUENT CHEMICAL PARAMETERS AND TOTAL SOLIDS DURING FIRST-YEAR OPERATION OF THE RPF ANAEROBIC DIGESTION SYSTEM

Volatile acids in the centrifuged manure only were reduced from 10 300 to 3 160 mg/L during the thermophilic period; total alkalinity in this time declined from an average of 9 800 mg/L in the manure feed to 9 170 mg/L in the digester effluent. VA/BA ratios in the manure feed and digester effluent averaged 5.56 and 0.462, respectively. The destruction of volatile acids in the feed manure caused the pH to increase from 6.6 in the influent to 7.9 in the effluent; similarly, feed manure and effluent pH values during mesophilic treatment were 6.9 and 7.8, respectively. Volatile acids declined from 12 000 mg/L in the manure feed to 4 790 mg/L in the effluent under mesophilic operation. Influent and effluent alkalinity levels averaged 10 100 and 11 000 mg/L, respectively. The manure feed VA/BA ratio of 11.5 subsided to 0.651 after mesophilic treatment. From these data it can be stated that generally both thermophilic (with whey) and mesophilic operations were able to process the feed manure in a stable manner. The exception was during the period of extremely high (20 000 mg/L) VA in the feed manure. During this period, reduced loading rates were required to avoid process upset at 55°C. Annual records of total solids, volatile acids, VA/BA ratio and ammonia-N are depicted in Figure 5.

The volatile acids/bicarbonate alkalinity ratio (VA/BA) has been found to be a very useful measure of the process stability of the RPF anaerobic digester. Because bicarbonate alkalinity provides the true buffering capacity in a digester, the VA/BA ratio in a properly operating digester should be less than unity. This was found to be the case in steady-state conditions in both thermophilic and mesophilic conditions (Table 6). The concept of using the VA/BA ratio as a control parameter has been described previously (Canviro Consultants Ltd., 1981).

During the thermophilic operation, COD was reduced from 67.0 kg/m^3 in the feed to 30.3 kg/m^3 in the effluent, a reduction of 54.3%. Limited data indicate that COD reductions in the mesophilic operation are approximately 46% in the digester (i.e. from 68.2 to 37.0 kg/m^3). Nitrogen in the thermophilic system was generally conserved, as the influent and effluent levels of 3.17 and 3.07 kg/m^3, respectively, attest. The ammonia concentration was found to increase during digestion. The influent ammonia level of 1.62 kg/m^3 increased to 1.83 kg/m^3 in the effluent (Figure 5). This difference was found to be statistically significant at the 95% confidence level. Similar results during mesophilic operation were noted in Table 4.

Biogas production and utilization and protein recovery during the first year of operation of the RPF anaerobic digestion system are summarized in Table 5. The first 6

TABLE 5 MONTHLY PERFORMANCE SUMMARY OF THE RPF ANAEROBIC DIGESTION SYSTEM

Month	Manure Processed		Biogas Produced		Biogas Required to Heat Tank		Excess Biogas		Single Cell Protein Recovered (tonnes)	
	m^3 (1)	Average % Solids (2)	m^3 (2)	CH_4 Content (2)	m^3 (1)	GJ (1)	m^3 (1)	GJ (1)	Wet Cake (2)	Dry Basis (1)
January	562	5.59	9 793	64.2	8 769	187.94	1 024	21.95	-	
February	637	3.88	11 350	63.9	10 165	216.85	1 184	25.27	-	
March	1 211	5.73	27 620	64.1	17 530	375.13	10 090	215.91	-	
April	1 603	4.99	31 690	65.3	22 344	487.09	9 346	203.75	-	
May	1 274	6.45	21 100	66.0	14 936	328.60	6 164	135.6	-	
June	1 017	5.75	11 210	65.7	10 540	231.17	670	14.70	-	
July	500	5.05	6 512	63.8	CONVERTING TO MESOPHILIC OPERATION					-
August	734	4.61	6 021	67.6					12.6[a]	2.5
September	1 731	5.19	24 910	70.3	8 294	194.66	16 616	390.0	90.7	18.1
October	2 027	4.82	21 120	70.9	14 675	347.35	6 445	152 56	98.0	19.6
November	1 412	4.20	18 040	70.8	10 529	248.87	7 511	177.52	45.6	9.1
December	2 014	4.39	18 500	68.7	17 161	393.58	1 339	30.72	97.2	19.4

[a] August 20-31

(1) calculated values
(2) measured values

TABLE 6 COMPARISON OF STEADY-STATE THERMOPHILIC AND MESOPHILIC ANAEROBIC DIGESTION OF CENTRIFUGED BEEF CATTLE MANURE

Parameter	Thermophilic (Weeks 21-23)			Mesophilic (Weeks 46-48)	
	Centrifuged Manure + Cheese Whey		Effluent	Centrifuged Manure	Effluent
Loading Rate (kg VS/m^3/d)	3.70		-	3.41	-
Retention Time (d)	10.5		-	9.7	-
Total Solids (kg/m^3)	50.5		32.2	47.4	43.6
Volatile Solids (% of total)	75.4		62.5	69.8	64.5
pH	6.5	(manure only)	7.8	6.4	7.8
Volatile Acids (mg/L)	12 020	(manure only)	4 190	14 910	5 230
Total Alkalinity (mg/L)	10 390	(manure only)	9 580	11 410	11 760
VA/BA	7.11	(manure only)	0.638	20.8	0.65
COD (kg/m^3)	73.7		31.6	ND	ND
TKN (kg/m^3)	3.20		3.19	ND	ND
NH_3-N (kg/m^3)	1.55		1.90	ND	2.61
VS Reduction (%)	-		45.5	-	27.7
COD Reduction (%)	-		54.7	-	ND
Biogas Production (m^3/m^3/d)	-		1.641	-	0.914
Specific Biogas Production (m^3/kg VS add)	-		0.444	-	0.293
Methane Content (% volume)	-		64.6	-	71.2

months of operation were in the thermophilic mode, whereas during the months of September to December the operation was in the mesophilic mode. The monthly totals reveal that an excess of biogas was recorded under normal operating circumstances. On rare daily occasions the boiler was forced to switch to propane because the manure was very dilute and would just fail to supply 100% of the daily energy needs. A solids concentration of 3.9-4.7%, depending on the season, was required to generate sufficient biogas for the anaerobic digestion system heating requirements.

RPF has recovered single cell protein on a routine basis since August 20. At the present time, approximately 90-100 tonnes of wet cake (18-20 tonnes of dry protein residue) are recovered each month with the existing system (i.e. processing 40% of available manure).

Table 5 shows protein recoveries to be lower in November than in other months. There are several reasons for this: a) the protein recovery system was moved and was out of service for 10 days; and b) manure was diluted with precipitation and runoff in this month, causing a reduced solids loading rate to the anaerobic digestion and protein recovery system. The digester effluent (protein recovery centrifuge feed) was thus reduced in solids, resulting in poorer SCP recovery. Operational experience has shown that protein recovery is significantly improved when the solids in the digester effluent are higher. Roslyn Park Farm staff have taken steps in their manure management system to ensure that the digester receives manure with higher solids levels than in the past.

Overall, the protein recovery system has operated better than anticipated. In 1982, the value of the recovered SCP as a feed replacement will be approximately $84 000. Expansion of the system to treat 100% of the manure is more than justified on the basis of the anticipated $209 000 value for recovered SCP. For this reason, the RPF protein recovery system has succeeded when most, if not all, other attempts in the United States have failed.

5.2 Steady-state Results

Two periods of stable operation at the design retention time (approx. 10 days) in both thermophilic and mesophilic modes were compared. In the thermophilic period, a 3-week period was selected when the HRT ranged between 10.0 and 11.7 days. The previous 3 weeks had also operated at a retention time of less than 13 days. For evaluation of mesophilic operation, a 3-week period was selected after the digester had been operated for three hydraulic retention times at a residence time of 9.7 days.

Average results for these two periods are summarized in Table 6. In Figures 3, 4 and 5, the thermophilic steady-state period is represented by weeks 21 to 23 inclusive, and the mesophilic period by weeks 46 to 48 inclusive.

The VS loading rates (Figure 3) were similar for the two periods under investigation, as were the HRTs. Loading rates for the two steady-state periods (Table 6) were significantly higher than the average values determined for the whole of each period (Table 4). The feed substrate during thermophilic operation (consisting of 75% centrifuged manure and 25% whey) had a considerably higher volatile solids fraction than the centrifuged manure in the mesophilic run (i.e. 75% and 70% volatile during the thermophilic and mesophilic operations, respectively) even though the total solids concentrations were nearly identical. The very high volatiles fraction in whey accounted for the difference in feed volatile solids concentrations.

Volatile acids and alkalinity concentrations in the centrifuged manure did not vary greatly from one period to the next. Average volatile acids in the feeds were 12 000 and 15 000 mg/L in the thermophilic and mesophilic operations, respectively. A very significant difference, however, was noted in the buffering capacity of the feeds Bicarbonate alkalinity (buffering agent) was very low during the mesophilic run, resulting in a VA/BA ratio of 20.8, compared to a value of 7.1 in the higher temperature mode. The insensitivity of pH to changes in the buffering capacity of the centrifuged manure is revealed in Table 6, where average pH values of 6.5 and 6.4 were observed in the thermophilic and mesophilic runs, respectively. Although the digestion process was found to be more prone to upset as the VA/BA ratio increased, the mesophilic operation processed the poorly buffered manure in a very stable manner.

Comparisons of COD, TKN and NH_3 values were not possible due to the reduced monitoring program during mesophilic operation. Average values for these parameters in the combined whey + manure feed in the thermophilic steady-state operation are listed in Table 6.

In many respects, the effluents produced by the two different thermal operating modes were similar. VS fractions were 62.5 and 64.5%, pH values were both 7.8, volatile acids levels were 4 200 and 5 200 mg/L, and the VA/BA ratios were 0.64 and 0.65 for thermophilic and mesophilic operations, respectively. One large difference was in the total solids levels in the digester effluents. During thermophilic operation, the total solids concentration was reduced from 50 kg/m^3 in the feed to 32 kg/m^3 during a 10.5 d retention period; in mesophilic treatment, however, total solids were reduced from

47.4 kg/m^3 in the feed to 43.6 kg/m^3 in the effluent after a 9.7 d residence time. The large reduction of solids in thermophilic operation was due to the presence of whey, with its readily biodegradable high solids content. By comparing the VS reduction for these two periods (Table 6 and Figure 5), it is clear that the presence of whey resulted in a much higher VS reduction (45%) during thermophilic operation than the reduction with manure alone (25%) in mesophilic treatment. Whey addition at mesophilic temperatures would almost certainly result in significantly higher VS reductions, based on previous Canviro laboratory studies (Canviro Consultants Ltd., 1981). In parallel 25 L fermenters, centrifuged beef manure supplemented with whey had significantly higher VS reductions, higher methane content in the biogas, and, in all but one instance, higher specific biogas production rates at both thermophilic and mesophilic temperatures, even though loading rates were as much as three times higher with a whey supplement than without. Relevant results from this laboratory study are summarized in Table 7.

TABLE 7 SUMMARY OF LABORATORY STUDY RESULTS ON ANAEROBIC DIGESTION OF CENTRIFUGED RPF BEEF MANURE (Canviro Consultants Ltd., 1981)

Digester No.	Mode	VS Loading Rate (kg VS/m^3/d)	VS Reduction (%)	Specific Biogas Production (m^3/kg VS added)	Methane Content (%)
1	Thermophilic	1.88	33.1	0.203	52.9
2	Thermophilic	1.45	33.4	0.302	54.0
3	Thermophilic + whey	4.94	47.4	0.378	63.0
4	Mesophilic	1.45	36.7	0.431	61.9
5	Mesophilic + whey	4.16	50.7	0.421	66.7
6	Mesophilic	2.61	32.3	0.301	61.6

Ammonia-N levels were significantly different during these two runs, as indicated in Table 6 and Figure 5. Under mesophilic operation, the average ammonia-N concentration of 2.61 kg/m^3 was significantly higher than the observed mean concentration of 1.90 kg/m^3 in thermophilic treatment. Dilution of centrifuged manure with whey might account for much of the lower nitrogen level at 55°C. It was not possible to

identify whether the different concentrations were due to changing input nitrogen levels or to dilution because of the absence of feed ammonia-N data in the mesophilic period.

Biogas production and specific biogas production rates were significantly higher during thermophilic operation than during mesophilic treatment (see Table 6). The higher rates were a direct result of the increased VS reduction with whey supplement. Methane content in the biogas was higher under mesophilic conditions than under thermophilic conditions, at 71.2% and 64.6% by volume, respectively. In both cases, the biogas quality was highly satisfactory for use in the boiler.

5.3 Single Cell Protein Recovery and Utilization

5.3.1 Recovery. Extensive testing on centrifuge dewatering of digester effluent was carried out to optimize protein recovery by centrifugation. Initial tests were conducted using a Sharples* P600 Pilot Scale centrifuge to determine the effect of machine operational variables on total solids recoveries. This initial set of tests revealed that a high speed (high G-force) centrifuge was required for treatment of the digester effluent and that a variable speed backdrive system was needed for proper operation.

A solids-ejecting disc centrifuge (Alpha-DeLaval*) was also evaluated in the initial single cell protein recovery testing program. Both cake solids (5-12% DM) and total solids recovery (42-70%) were unsatisfactory. In this series of tests, the machine was found to not eject solids fast enough, despite a total solids concentration of 3.4% in the feed. Since the system was designed for a solids concentration of 5% in the feed, the machine was considered to be unacceptable.

A series of optimization tests were conducted on a Sharples* PM 50 000 full-scale solid bowl centrifuge. Polymer dosage, scroll speed (backdrive) and feed solids concentration were the main variables examined. Solids recoveries in these optimization tests are summarized in Table 8. In the dewatering tests, use of a polymer was found necessary as it increased solids recoveries and produced cakes with a higher solids content. Of the polymers tested, Praestol 429K and Percol 757, at dosages of 2.5 kg/tonne dry solids processed, generated the driest cakes and had the highest solids recoveries. Percol 757 was ultimately selected because of its lower cost. Acidification with phosphoric acid resulted in extremely poor solids recoveries (i.e. less than 3%). A scroll speed of 6 rpm was observed to be superior to speeds of 10 or 18 rpm for optimum solids recovery and dry cakes.

---

* Use of trade names does not signify endorsement.

TABLE 8 OPTIMIZATION STUDIES FOR PROTEIN RECOVERY IN RPF ANAEROBIC DIGESTION SYSTEM

Centrifuge Scroll Speed (rpm)	Polymer Type and Dosage (kg/tonne)	Initial Total Solids (% DM)	Centrate Total Solids (% DM)	Cake Total Solids (% DM)	Total Solids Recovery (%)
18	0	2.52	2.51	13.6	0.5
10	0	2.52	2.46	14.7	2.9
6	0	2.52	2.46	16.6	2.9
6	0	3.16	2.24	20.6	30.5
18	Praestol 429K @ 2.5	3.16	1.79	17.6	48.3
10	2.5	3.16	1.52	17.7	56.8
6	2.5	3.16	1.50	20.8	56.6
6	2.5	2.52	1.35	18.2	50.1
6	1.5	2.52	1.80	16.5	32.1
6	0.75	2.52	1.85	17.1	29.8
18	Percol 757 @ 2.5	3.16	1.73	16.4	50.6
10	2.5	3.16	1.68	19.7	51.2
6	2.5	3.16	1.44	20.3	58.6
10	Praestol K270FL @ 2.5	3.16	2.11	17.7	37.7
6	2.5	3.16	1.79	19.6	47.7
6	Phosphoric Acid (pH = 4.0)	3.16	3.10	17.0	2.30

All tests run on Sharples PM 50 000 Centrifuge

Operating Conditions: Pond Depth - Maximum
Feed Rate - 0.136 m^3/min
Polymer Injection at Polymizer Position

Typical daily operating data for the full-scale protein recovery system are contained in Table 9. Typically, 34 800 L of digester effluent were centrifuged each day, with the feed consisting of 40 530 mg/L total solids and 23 400 mg/L crude protein. Solids and crude protein recoveries during this period averaged 14.59 and 3.67 kg/m^3, respectively, of digester effluent processed. Since this intensive study, the protein recovery system has been processing approximately 65 m^3/d of digester effluent, with solids and crude protein recoveries of approximately 16-18 kg/m^3 and 6.4-7.2 kg/m^3, respectively, of digester effluent processed.

Quantities of single cell protein recovered in the first year of operation are summarized in Table 5. Typically, 90-100 tonnes of wet cake were recovered from the digester effluent for refeeding each month.

5.3.2 Utilization. The nutrient composition of the recovered RPF single cell protein is compared to other conventional livestock feeds in Table 10. On a dry matter basis, the protein content of the SCP is similar to that of brewer's grains and significantly higher than that of either dent corn or corn silage. Mineral levels (e.g. calcium, phosphorus, magnesium) in the RPF recovered protein cake are significantly higher than in the other feedstuffs listed in Table 10. The potential advantage of the higher mineral content is the elimination of certain dietary elements or premixes in conventional livestock rations. The economic analysis in Section 8, however, does not consider a reduction of minerals in beef cattle rations, with the associated reduction in costs.

In the initial feeding trail (undertaken by RPF), single cell protein (80% moisture) was blended and fed to 100 head of finishing cattle at a rate of 10.5% of the ration on a dry matter basis. A second trial on 200 heifers was initiated shortly after the first trial. The heifers received only single cell protein and corn silage. The results of these initial trials were extremely encouraging; rations have now been formulated which incorporate single cell protein at rates from 4 to 11% of the dry matter for the complete herd at Roslyn Park Farm. These rations have been used since mid-September 1981.

Results from these feeding trials indicate that the single cell protein product can be efficiently utilized by beef cattle. It has been used very successfully on medium- to heavyweight finishing cattle and as the sole source of protein in growing rations for replacement breeder cattle. It can also be used as the sole source of protein in maintenance diets for production herds, and should be a valuable and acceptable protein source for use in dairy and hog rations. However, further demonstrations on other farming operations are needed.

TABLE 9 TYPICAL DAILY VARIABILITY IN TOTAL SOLIDS AND CRUDE PROTEIN RECOVERIES DURING INTENSIVE MONITORING AT RPF (1981)[a]

Date	Volume Centrifuged (L)	Feed Total Solids Concentration (mg/L)	Feed Crude Protein Concentration (mg/L)	Total Solids Recovered (kg/1 000 L processed)	Crude Protein Recovered (kg/1 000 L processed)
June 10	32 700	41 000	23 750	12.39	3.04
June 11	30 700	41 700	23 690	11.81	2.96
June 12	40 270	41 000	23 375	12.48	2.78
June 16	37 535	41 500	24 690	15.79	4.22
June 17	39 585	40 000	22 280	18.27	4.55
June 18	38 220	40 700	22 280	13.41	3.82
June 19	24 570	37 800	23 750	17.98	4.36
MEAN	34 800	40 500	23 400	14.59	3.67
STD. DEV.	5 316	1 320	866	2.73	0.74

[a] All runs were performed using 2.5 kg/t (on DM basis) of Percol 757 polymer, a flow rate of 136 L/min and a scroll speed of 6 rpm (Sharples PM 50 000 centrifuge).

TABLE 10 COMPARISON OF RECOVERED SINGLE CELL PROTEIN FROM THE RPF ANAEROBIC DIGESTION SYSTEM WITH CONVENTIONAL LIVESTOCK FEEDS

Analysis	RPF Single Cell Protein	Soybean[a] Meal	Dent[a] Corn	Corn[a] Silage	Dried[a] Brewer's Grains
Moisture Content (%)	81.1 (1.14)	11.0	11.0	72.0	8.0
Crude Protein	31.2 (1.95)	49.0	10.0	8.4	28.1
Crude Fibre	9.6	6.7	2.2	26.3	16.3
Fat	8.1	N.A.	N.A.	N.A.	N.A.
Ash	30.	N.A.	N.A.	N.A.	N.A.
Calcium	6.21	0.36	0.02	0.28	0.29
Phosphorus	2.51	0.75	0.35	0.21	0.54
Magnesium	2.10	0.30	N.A.	0.18	0.15
Potassium	1.12	1.9	N.A.	0.95	0.09
Cobalt	0.0011	0.002	N.A.	N.A.	0.0001
Copper	0.0074	0.02	N.A.	N.A.	0.022
Iron	0.57	0.018	0.002	N.A.	0.027
Manganese	0.027	0.036	N.A.	N.A.	0.041
Sodium	0.66	0.27	N.A.	N.A.	0.28
Zinc	0.031	N.A.	N.A.	N.A.	N.A.

Moisture Content and Crude Protein Values of RPF SCP reported as mean (standard deviation)

Sample sizes for SCP analyses: Moisture Content and C.P., n = 34
all others, n = 3

All values reported as % of dry matter except moisture
N.A. = not available

[a] from Nutrient Requirements of Beef Cattle, 5th Edition, National Academy of Sciences, (1976).

The polymer chosen as a dewatering aid (i.e. Percol 757) has not been certified by Health and Welfare Canada as a food-grade polymer. However, because Percol 757 is a polyacrylamide compound, it has the same basic chemical formulation as many food-grade polymers. The designation "food-grade" has so far only been applied to polymers used in food for human consumption; use of this polymer in livestock feeds does not represent a concern to health officials.

5.4 Biogas Production and Storage

5.4.1 Production. Biogas production was monitored daily using the turbine gas meter to assess the process performance. Biogas production over the first year of operation totalled approximately 214 000 m^3; monthly totals are summarized in Table 5. The specific biogas production rate during the first year of operation is summarized in Figure 3.

Both volumetric and specific biogas production rates were higher during the thermophilic period than under mesophilic conditions. Volumetric production averaged 1.25 m^3 of biogas per m^3 of digester volume per day (or 0.526 m^3 of biogas per kg VS added per day) at thermophilic temperatures (see Table 4). Biogas rates declined to only 0.853 $m^3/m^3/d$ (or 0.337 m^3/kg VS added) when the operation was switched to mesophilic conditions. The difference in biogas production rates can be attributed to the difference in volatile solids reductions observed in the two periods (see Table 6). Methane content of the biogas generated in the thermophilic and mesophilic periods was 64.4% and 69.5% by volume, respectively (see Figure 3). Average biogas quality in both periods was highly satisfactory for operation of the RPF boiler. Biogas production and quality in the steady-state periods were in close agreement with the average values calculated over the whole of each period.

Biogas data from this and other studies with beef manure are summarized in Table 11. In the full-scale RPF thermophilic run, the specific biogas production rate was 0.44 L/g VS added when the loading rate including whey was 3.70 g VS/L/d (10.5 HRT). In a parallel laboratory study operating under identical conditions, a 25 L digester generated 0.45 L/g VS added. During full-scale mesophilic operation, a specific biogas production rate of 0.29 L/g VS added was observed at a loading rate of 3.41 g VS/L/d (9.7 d HRT). In laboratory-scale tests, a loading rate of 3.0 g VS/L/d resulted in a biogas production rate 0.35 L/g VS added. In general, the full-scale results coincided well with the biogas production rate determined from recent laboratory studies (Canviro Consultants Ltd., 1981, 1982), indicating that direct scale-up from lab digestion results is possible if similar mixing is provided.

TABLE 11 COMPARISON OF REPORTED SPECIFIC BIOGAS PRODUCTION RATES IN THE ANAEROBIC DIGESTION OF BEEF CATTLE MANURE

Feed Manure[a]	Description	Temp. (°C)	Loading Rate (g VS/L/d)	Specific Gas Production (L/g VS added)
CBW	This Study - 10.5 d HRT	55	3.70	0.44
CB	9.7 d HRT	35	3.41	0.29
CBW	Canviro Consultants (1982) Laboratory Study - 10.5 d HRT	55	3.70	0.45
CB	Canviro Consultants (1982) Laboratory Study	35	3.0	0.35
CBW	Canviro Consultants (1981) Laboratory Study - 18 d HRT	55	2.50	0.41
CBW	Canviro Consultants (1981) Laboratory Study - 11 d HRT	55	4.94	0.38
CBW	Canviro Consultants (1981) Laboratory Study - 12 d HRT	35	4.16	0.42
CB	Canviro Consultants (1981) Laboratory Study - 29 d HRT	55	1.45	0.30
CB	Canviro Consultants (1981) Laboratory Study - 29 d HRT	35	1.45	0.43
CB	Canviro Consultants (1981) Laboratory Study - 16 d HRT	35	2.61	0.30
UB	Canviro Consultants (1981) Laboratory Study - 35 d HRT	55	1.45	0.32
Beef	Full Scale Bartow, Hamilton-Standard (1981) - 40 d HRT	55	1.12	0.48
	Full Scale Bartow, Hamilton-Standard (1981) - 13 d HRT	55	4.6	0.46
Beef	Hashimoto et al. (1978) (Pilot Scale)	55	3.42 - 15.0	0.38 - 0.56
Beef	Varel et al. (1977) (Laboratory) - 3-9 d HRT	60	6.5 - 32.5	0.25 - 0.42
Beef	Hein et al. (1975) (Laboratory)	37	6.1 - 9.6	0.03 - 0.52
Beef	Hein et al. (1977) (Laboratory)	37	4.5 - 6.4	0.19 - 0.35
Beef	Shield and Tragitt (1978) (Laboratory) - 8-15 d HRT	55	5.6 - 14.2	0.17 - 0.30
	Shield and Tragitt (1978) (Laboratory) - 5 d HRT	55	19.2	0.21

[a] CBW = Centrifuged Beef & Whey
CB = Centrifuged Beef
UB = Uncentrifuged Beef

The specific biogas production rate when digesting centrifuged manure plus whey in the thermophilic mode was 0.38-0.41 L/g VS added at loading rates of 2.50-4.94 g VS/L/d (Table 11). Similarly, in mesophilic digestion of centrifuged beef manure, a loading rate of 2.61 g VS/L/d produced biogas at a rate of 0.30 L/g VS added. Results of studies by other researchers summarized in Table 11 compare well to results obtained in the lab and to full-scale Canviro studies.

5.4.2 Storage. Biogas storage would be satisfactorily handled by a low-pressure, flexible, "bag" type facility. The system would consist of a high-density polyethylene material, 1 mm thick, that is thermally welded at the shop and sent to the job-site, complete with pipe fittings, in one piece. A 290 m^3 storage facility 5.5 m^3 in diameter and 12.2 m long costs approximately $4 000 (June, 1981, price).

A low-pressure storage facility is recommended because of the higher costs resulting from the need for a steel tank, a higher rated compressor, and biogas lines. Minimal maintenance costs are also associated with the flexible, low-pressure storage bags.

Biogas storage capacity should be sufficient for one day's operation. RPF presently uses two 23 m^3 cylindrical steel tanks for biogas storage; however, additional storage capacity will be required if the system is to be expanded to handle 100% of the manure generated. On the basis of steady-state biogas production rates and estimated energy requirements for the full-scale RPF system, an estimated maximum storage capacity of 1 024 m^3 will be required.

5.5 Pathogen Reduction

Samples of raw, centrifuged manure and digester effluent were submitted for analyses of indicator pathogenic microorganisms during both thermophilic and mesophilic operations. Results of these analyses are summarized in Table 12. Thermophilic operation at a retention time of 10 days was sufficient to inactivate, or reduce to low levels, most indicator organisms. Even when the digester operation was being changed from thermophilic to mesophilic conditions, survival of indicator pathogens was limited (July 23 samples, see Table 12).

In mesophilic operation with a 9.7 d retention time, reduction of the observed microorganisms was not as complete: both yeasts and molds and total coliform counts remained high, and salmonella was identified in the digester effluent. No fecal coliforms were determined in the mesophilic samples (see Table 12); it is, however, reasonable to expect from previous laboratory studies that they will be essentially nonexistent in the

TABLE 12 REDUCTION OF INDICATOR PATHOGENS BY FULL-SCALE THERMOPHILIC AND MESOPHILIC ANAEROBIC DIGESTION

		Digester		Indicator Pathogens			
Sample Date	Description	Temp. (°C)	SRT (d)	Yeasts and Molds (No./g)	Total Coliforms (MPN/g)	Fecal Coliforms (MPN/g)	Salmonella
Apr. 28/81	Digester Effluent	55	10	10	93	0.3	Neg.
May 7/81	Centrifuged Manure	55	10	10	1 100	28	Pos.
	Digester Effluent	55	10	10	4	0.3	Neg.
July 23/81	Centrifuged Manure	41	33	50	10	10	Neg.
	Digester Effluent	41	33	10	10	10	Neg.
Jan. 7/82	Centrifuged Manure	35	9.7	770	1 100	Insufficient Sample	Pos.
	Digester Effluent	35	9.7	200	430	Insufficient Sample	Pos.

digester effluent (Canviro Consultants Ltd., 1981). Based on limited full-scale and laboratory-scale results (Canviro Consultants Ltd., 1981) to date, a residence time greater than 10 days in mesophilic operation appears to be required to inactivate salmonella organisms. Similarly, a longer residence time may be of benefit in summer months to prevent spoilage of the recovered single cell protein by yeasts and molds, if the residue is to be stored for any length of time.

Pathogenic organisms presently do not represent a problem in refeeding the single cell protein because it is all refed at the same location where it is produced. Transmittal of pathogenic organisms may be a concern, however, if SCP is transferred from one farm to another. Because of the rather limited data collected to date, considerably more effort should be spent in evaluating the reduction and/or viability of several types of pathogenic organisms (bacteria, viruses, parasites) through a farm-scale anaerobic digester.

5.6 Digester Mixing Study

Sodium fluoride salt was used as a tracer to determine the mixing pattern in the digestion tank. Three hydraulic residence times of 9.7 days elapsed before 65.5 kg of sodium fluoride (29.6 kg F^-) were slurried into the digester over a half-hour period on October 19. A total of 21 samples were collected before and after the fluoride injection to determine the washout behaviour of the salt tracer, and thus the mixing pattern in the digester.

The fluoride washout curve is depicted in Figure 6. The curve is typical of a digester with no observable short-circuiting, but with slight dead volume. The washout curve is of the general type

$$C/Co = (V/Va) \exp -t[V/(Va\tau)]$$

where
- C = fluoride concentration at time t
- Co = expected fluoride concentration at time zero
- V = total digester volume
- Va = digester volume in active mixing
- τ = observed mean hydraulic residence time

Least squares analysis of the data provides estimates for the model parameters. Hence

$$V/VA = 1.11$$
$$V/(Va\tau) = 0.087$$

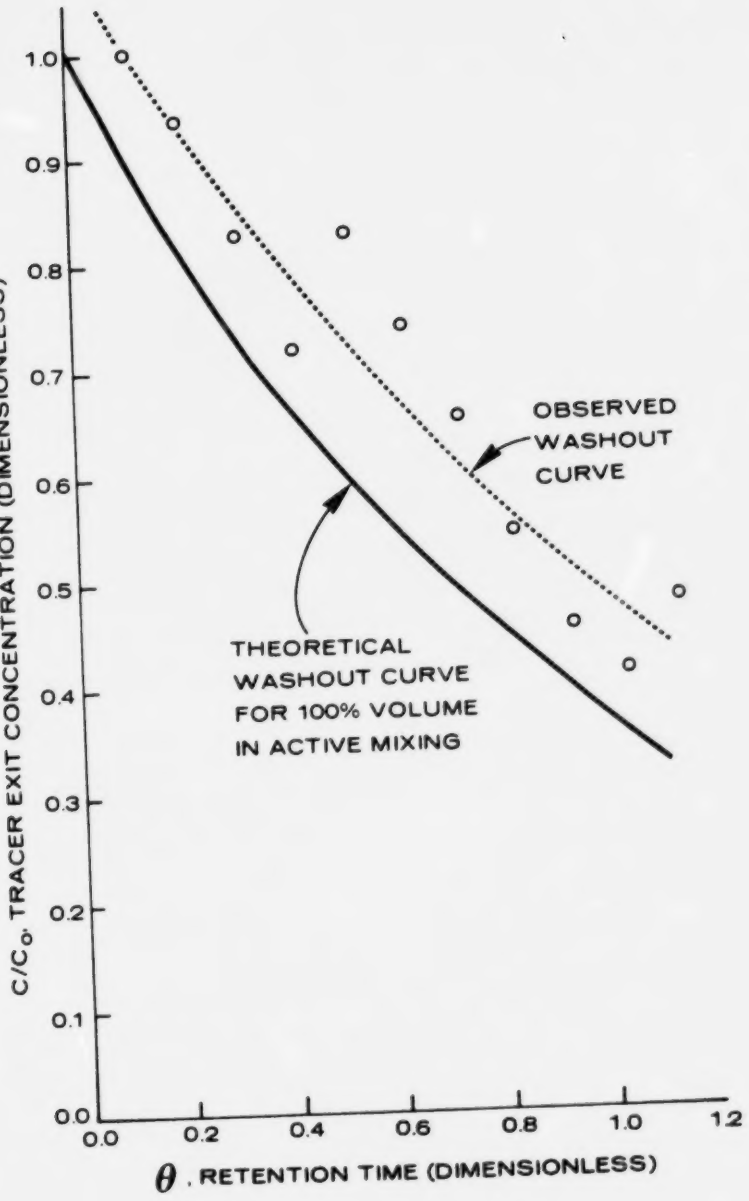

FIGURE 6 WASHOUT CURVE FOR FLUORIDE TRACER IN RPF DIGESTER MIXING STUDY

The specific washout curve for the RPF digester at the time of the study is thus described by the model

$$C/Co = 1.11 \exp(-0.087\ t)$$

From this model, the digester has an actively mixed volume of 90%. The apparent loss of 10% of the active mixing volume is not alarming because during the first year the digester mixer operated at low speed (8.3 rpm). Mixing at the higher speed of 20 rpm for a period of 1 week may satisfactorily reduce any stagnant volumes within the digester. It is recommended that another tracer study take place after one more year of operation.

The data from the tracer study indicate that the observed residence time during the study was 12.9 days, rather than a value closer to 8.7 days which would be expected with 90% active mixing. (The theoretical HRT during the study was 9.7 d.) The discrepancy is probably due to deviation from the feed pump calibration chart. A 12.9 d HRT corresponds to a pumping rate of 30.8 L/min, compared to an expected pumping rate of 44.1 L/min when the HRT = 10 d. Recalibration of the manure feed pump is recommended.

The fluoride tracer study has shown that while a small portion (10%) of the digester volume is unavailable for mixing and active digestion, operation of the digester mixer at 8.3 rpm has been quite satisfactory in the first year of operation.

5.7 Impact of Anaerobic Digestion on the Existing RPF Manure Management System

5.7.1 Environmental Considerations. The most significant impact of the anaerobic digestion facility on the existing waste management system was with respect to the spray irrigation operation. Prior to start-up of anaerobic digestion, odour complaints were received by Roslyn Park Farm each year concerning their spray irrigation operation. Since the digestion system became operational, however, no complaints regarding odours from irrigation have been reported. This is highly significant since only 40% of the RPF manure is being digested at present.

The RPF anaerobic digestion and protein recovery system substantially reduces the organic load to the environment by conversion of the livestock waste to methane gas and single cell protein. The average analyses of the digester influent and effluent streams for BOD_5 and COD are summarized in Table 13. Average COD and BOD_5 reductions in the digester from these data were 46% and 63%, respectively, suggesting that a considerable portion of the biodegradable matter in the manure is

destroyed in the anaerobic process. The protein recovery centrifuge was responsible for an additional reduction of 23% of the BOD_5 and 33% of COD in the digester effluent, resulting in overall BOD_5 and COD reductions by the digestion and protein recovery system of 71% and 64%, respectively. The RPF system thus significantly reduces the biodegradable organic loading to the environment resulting from the existing manure management system. It should be pointed out that very limited BOD_5 and COD data were collected; the results presented here should be used with caution until further monitoring of the system is conducted.

TABLE 13 AVERAGE ORGANIC STRENGTH AND FERTILIZER LEVELS IN PROCESS STREAMS OF THE RPF ANAEROBIC DIGESTION SYSTEM

	Process Stream			
	Digester Influent	Digester Effluent	Recovered SCP	Final Processed Manure
Total Solids (g/L)	44.0	32.2	199.6	20.7
BOD_5 (mg/L)	31 300	11 700	N.A.	9 050
COD (mg/L)	68 200	37 000	N.A.	24 800
TKN[a] (mg/L)	3 450	3 250	10.08	2 720
NH_3-N[a] (mg/L)	1 840	2 150	3.58	1 870
Total P (% as is)	0.045	0.033	0.59	0.016
Ca (% as is)	0.21	0.15	1.76	0.083
K (% as is)	0.20	0.18	0.04	0.18
Na (% as is)	0.11	0.11	0.01	0.11

[a] Nitrogen values in SCP expressed in mg/g wet material

As discussed in Section 5.5 and Table 12, anaerobic digestion reduces the counts of microbiological indicator organisms. There would thus appear to be less risk from disease transmission via airborne aerosols after the anaerobic facility began than before it was operational.

5.7.2 Impact on the Fertilizer Value of Manure. Nitrogen transformation in the digester was examined over the long term (January 19 to April 18) in Table 4. Total nitrogen was essentially conserved through the digestion process, but some conversion of organic nitrogen to ammonia nitrogen was observed (i.e. ammonia increased from 1.62 g/L

in the raw manure to 1.83 g/L in the digester effluent). Data in Table 13 confirm the conversion of organic-N to ammonia in the digester, with slight loss of total nitrogen. The digester thus increases the level of readily available nitrogen in the manure for use as fertilizer.

Comparison of ammonia levels in the digester effluent (protein centrifuged feed) and in the final centrate (see Table 13) reveals that approximately 13% of the ammonia is lost through the centrifugation process. Studies by Canviro have determined that approximately half of this loss is due to volatilization and half remains with the recovered single cell protein. Because the ammonia concentrations in the digester influent and final processed manure (protein centrifuge centrate) are essentially the same, the total RPF system has had no effect on the readily available nitrogen for use as fertilizer. Total nitrogen in the raw manure, however, is reduced by approximately 21% primarily due to the protein recovery system. The digestion system therefore tends to reduce the slow release nitrogen value of the treated manure, while increasing the quantity of readily available nitrogen in the form of ammonia-N in the treated manure. The effect of the manure residence time in the earthen storage has not been considered because no samples were available for comparison before and after installation of the anaerobic digestion system. Further studies in the field are required to determine the immediate and long-term impact of the anaerobic digestion and protein recovery system on the fertilizer value of the manure.

Fertilizer values of the various process streams are summarized in Table 13. The nutrient values are relatively constant before and after the digester, with slightly reduced calcium and phosphorus levels. It is clear the protein recovery centrifuge has a marked influence on the mineral nutrient levels in the final effluent. Both phosphorus and calcium are captured along with the single cell protein, whereas sodium and potassium (essentially soluble) remain in the final effluent. The final processed liquid manure (centrate from the protein centrifuge) thus retains most of the potassium and sodium present in the raw manure, with reduced levels of phosphorus and calcium.

In summary, the final processed manure destined for spray irrigation has approximately the same levels of ammonia, potassium and sodium as the raw manure. The final effluent is reduced in phosphorus and calcium for use as fertilizer but these nutrients may be advantageously used when formulating mineral nutrient requirements in the beef cattle ration. Because considerable controversy exists over the potential loss of nutrients (primarily nitrogen) in the digestion and protein recovery system, it is recommended that additional research examine the fate and availability of nutrients at all stages of the

manure treatment system (e.g. anaerobic digestion, protein recovery, irrigation storage pond and irrigation system). Trade-offs between recovering nutrients in the single cell protein and for fertilizer use should also be quantified.

5.8 Operational Problems/Remedial Measures

Minor problems have been encountered during the operation of the anaerobic digester system, but joint action by Roslyn Park Farm and Canviro staff have solved or overcome these difficulties. In early spring, the instrument air line became plugged, thus restricting use of the process steam control valves. The Canviro operator was able to manually adjust the steam requirements for manure preheating and tank heating while Roslyn Park Farm staff thawed and cleared the instrument air line.

At times of low feed rates, the manure line from the storage pit to the pumps occasionally became plugged. A backflushing line using live steam was built into the system to relieve any blockages. As well, Roslyn Park Farm staff reduced the level of manure in the pit and removed debris that had inadvertently fallen into the pit during the construction period. This material was a probable cause of line blockage. This problem has been eliminated since higher feed rates have been established.

In late spring, the biogas meter readings indicated that the instrument was not recording all the biogas being generated, but was recording only during times when the compressor was operating. (The meter was oversized since it was designed to handle biogas from a facility that was over twice as large). At the time, the compressor transported biogas directly to the boiler, with any excess piped to the temporary storage tanks. Canviro and Roslyn Park Farm staff modified the piping such that all biogas was piped directly to storage by the compressor, from which point it could be used by the boiler. Biogas readings are once again in the range expected from volatile solids loading rates applied.

On the night of May 8, the first of several incidences of excessive foaming was observed. Subsequent investigation by Canviro personnel determined that the foaming was not due to organic overload, but to low pH in cheese whey which was then being used as a supplemental carbon source with the manure feed. The cheese whey rapidly turned acidic in warm weather: the pH dropped to approximately 4.0. Manure pH was found to be very low (pH 5.8-6.2) in some of the barns because Roslyn Park Parm permitted discharges of surplus whey into the pits beneath their barns for some time. Canviro has recommended that Roslyn Park Farms discontinue this practice.

In an attempt to suppress the foam, diesel oil was added to the digester via the feed pump on four occasions. Diesel oil addition proved to be an effective antifoaming

measure. However, after four separate diesel fuel additions at decreasing time intervals, it was apparent that the anaerobic microorganisms had acclimated to the fuel and were utilizing it as a carbon source. Diesel oil additions were consequently stopped. Operational procedures were adjusted to allow for foaming whenever the feed manure pH declined below 6.6.

With continued sporadic foaming experienced into June, the decision to change the process to mesophilic operation was reached. Manure preheating and tank heating were discontinued as of July. It should be emphasized here that the thermophilic process itself operated very well while the feed manure was at a neutral pH.

Foaming was again encountered in early November. During the mesophilic operational mode, the foaming was considered to be caused by rapid increases in the organic loading rate as a result of more concentrated manure being fed. Some analyses of the pH during this period once again revealed slightly acidic manure (pH range approx. 6.3-6.6). This lower pH manure may contain or cause production in the digester of surface active materials which produce excessive foam. This phenomenon does not appear to be caused solely by rapid increases in the organic loading rate. During the approximately 3 weeks of sporadic foaming, all chemical parameters in the digester indicated stable performance. As a corrective action, the loading rate was reduced and the foaming ceased. No further problems of this nature had been observed by the end of 1981.

Volatile acids levels in the digester have never been a problem, with the exception of the transition period between thermophilic and mesophilic operation. Their maximum level during this changeover was 10 500 mg/L at the end of July. However, 1 month later volatile acids had declined to 6 980 mg/L in the digester, and only 2 weeks later they were reduced to 3 150 mg/L despite significant increases in the organic loading rate. Biogas quality always remained very high, with the methane content maintained at approximately 66% by volume. During the reduction in temperature of operation, the methane content dropped to 53% of the total volume for 1 week, but the process recovered quickly. In the following week, methane content had returned to 66% of the biogas. At no time since biological start-up has the biogas quality deteriorated such that the boiler had to switch to auxiliary propane.

Materials of construction have for the most part performed very well to date. The biogas lines and meter have shown no evidence of hydrogen sulphide corrosion after 1 year of continuous operation. After 2 years of submersion in a laboratory beef manure

anaerobic digester, a piece of Wolmanized lumber has not visibly deteriorated, indicating that the baffles should hold up very well. Copper water lines are subject to corrosion by ammonia from the centrifuged manure, but painting the copper lines will provide complete protection.

Only three items (all related to the boiler) in the whole digester system have caused mechanical problems. The modulation motor assembly and programmer controlling the low fire/high fire sequence have been replaced a number of times. Pressure switches with small copper parts on the biogas and propane trains last only for approximately 1 year due to the corrosive atmosphere (ammonia) in the boiler room. They will require replacement annually as a regular maintenance item.

6 ENERGY REQUIREMENTS OF THE RPF ANAEROBIC DIGESTION SYSTEM

Detailed heat balances were calculated for the Roslyn Park Farm anaerobic digestion system for the treatment of 40% and 100% of the manure generated. Relevant assumptions concerning the calculations, together with estimates of heat losses and requirements, are outlined in Appendix B. Table 14 summarizes the main heating requirements for the Roslyn Park Farm facility operated under both thermophilic and mesophilic conditions.

TABLE 14 SUMMARY OF HEATING REQUIREMENTS FOR THE EXISTING AND FULL-SCALE RPF ANAEROBIC DIGESTION SYSTEMS (10 d HRT basis)

Operational Mode	Season	Manure Handled	Heat Requirements (GJ/d)		
			Loss Through Shell	Manure Heating	Total
Thermophilic	Winter	40%	0.61	18.64	19.25
		100%	1.52	46.27	47.79
	Summer	40%	0.39	13.46	13.85
		100%	0.74	33.42	34.16
Mesophilic	Winter	40%	0.39	11.73	12.12
		100%	0.96	29.14	30.10
	Summer	40%	0.17	6.55	6.72
		100%	0.40	16.28	16.68

Two points are worth noting from this Table. At full-scale, heat losses through an insulated digester are very small compared to the energy required to raise the manure's temperature to either the thermophilic or mesophilic operational level. Secondly at the retention periods outlined, thermophilic operation requires approximately 60% more energy in winter, and over twice as much energy in summer, as does mesophilic operation.

In Table 15, biogas and energy production rates were calculated for the existing and total RPF systems based on the steady-state results for VS loading and specific biogas production rates which were summarized in Table 5. Biogas production under thermophilic conditions was higher than under mesophilic conditions because of

whey addition. Daily energy production rates were determined to be 22.53 and 15.11 GJ/d for thermophilic and mesophilic operations, respectively, under the existing conditions. Treatment of 100% of the daily manure production would increase the biogas energy production to 56.32 and 37.77 GJ/d for thermophilic and mesophilic operations, respectively

TABLE 15 BIOGAS AND ENERGY PRODUCTION BY THE EXISTING AND FULL-SCALE RPF ANAEROBIC DIGESTION SYSTEMS (10 d HRT BASIS)

Operational Mode	Manure Handled	Biogas Production		Methane Content (%)	Energy Value	
		m^3/d	m^3/yr		GJ/d	GJ/yr
Thermophilic	40%	1 045	381 400	64.6	22.53	8 233
+ whey	100%	2 612	953 400		56.32	20 560
Mesophilic	40%	636	232 000	71.2	15.11	5 514
	100%	1 589	579 800		37.77	13 780

The existing system produced energy from biogas at a rate of 22.53 GJ/d at thermophilic temperatures with cheese whey supplements, and 15.11 GJ/d at mesophilic temperatures. The heating requirements of the existing system in Table 14 for thermophilic and mesophilic operations were 13.85-19.25 GJ/d and 6.72-12.12 GJ/d, respectively. Neglecting electrical equipment demands, the net energy balances were 3.28-8.68 GJ/d for thermophilic operation with whey, and 2.99-8.39 GJ/d for mesophilic treatment. Hence, there is no real difference in the net daily energy production under these sets of conditions. Laboratory studies have shown, however that without whey, biogas production in the thermophilic operation is reduced and the process is less stable (Canviro Consultants Ltd., 1981). For this reason mesophilic operation is considered more energy efficient than is thermophilic operation when treating only beef manure (ie. without supplements of cheese whey) Thermophilic digestion may still have advantages in the treatment of more digestible and less variable wastes such as whey, food wastes and sewage sludges.

Energy consumptions by the various components of the existing and total RPF systems were calculated based on electrical current draw and voltages. The electrical energy demand of each equipment item is listed in Table 16. In total, the daily electrical

energy demand of 1.59 GJ/d (existing system) or 3.59 GJ/d (total system) is small compared to the heat energy required to preheat the manure.

In Table 13, the BOD_5 and COD in the raw manure were seen to be substantially reduced by the anaerobic digestion and protein recovery system. If an activated sludge system were to reduce the BOD_5 by the same amount as the RPF system, then a large energy demand would be required for oxygen transfer by surface aerators. Based on the BOD_5 data in Table 13, surface aeration equipment would require 3.45 and 8.63 GJ/d for treating 40% and 100%, respectively, of the daily manure production, for the same degree of treatment provided by the RPF system. Detailed calculations for these energy demands are contained in Appendix D. Therefore, in Table 16, an energy credit has been assigned for pollution reduction.

Refeeding of SCP also results in reduced energy demands. Production of soybean meal and urea, which the SCP can replace, requires energy for plowing, tilling, fertilizing, harvesting, transporting to the mill, processing, and delivery to farms. On the basis of the protein content of the SCP, energy credits for replacing soybean meal and urea with SCP in Table 13 are 4.12 and 9.42 GJ/d for treating 40% and 100%, respectively, of the manure production. Appendix D contains the detailed calculations of these energy credits.

With an estimated 37.77 GJ/d of energy available from the biogas, net energy benefit for the total system would vary from 22.13 to 35.55 GJ/d, depending on the season, under the conditions observed during steady-state mesophilic operation. By comparison, the existing system has a net energy benefit of only 8.97-14.37 GJ/d. During the observation period (October 12 to November 1), the total solids concentration in the feed manure was only 4.74% rather than the anticipated design level of 7%. At the higher solids concentration, a net energy benefit of 38.60-52.02 GJ/d could be expected by treating 100% of the manure if all other factors remained the same.

The net energy balances in Table 16 clearly show the advantage of expanding the RPF anaerobic digestion system to treat 100% of the daily manure production. Use of the excess biogas generated from the total manure production to fuel a grain drying system or an electrical generator may be commercially feasible, whereas use of the small excess of biogas generated by the existing system is not.

TABLE 16 ENERGY BALANCE SHEET FOR EXISTING AND FULL-SCALE RPF ANAEROBIC DIGESTION SYSTEMS

Item	Energy Value (GJ/d)	
	Existing System (40% manure used)	Complete Manure Utilization
Electrical Demand		
Feed Pump	0.211	0.295
Biogas Blower	0.088	0.176
Boiler	0.056	0.056
Mixer(s)	0 378	0.756
Centrifuge	0.724	2.172
Instrumentation	0.095	0.095
Water Treatment	0.039	0.039
Sub-Total	1.591	3.589
Heat Demand		
Manure Heating	6.554-11.727	16.282-29.136
Digester Shell Losses	0.167-0.389	0.398-0.965
Sub-Total	6.721-12.116	16.680-30.101
TOTAL ENERGY DEMAND	8.312-13.707	20.269-33.690
Energy Supply[a]		
Biogas Production (Mesophilic)	15.110	37.774
Energy Credits		
Environmental Pollution Reduction[b]	3.45	8.63
Protein Feed Replacement[c]	4.12	9.42
NET ENERGY BENEFIT	8.97-14.37	22.13-35.55

a Based on steady-state data for mesophilic period in Table 5.
b From reduction in BOD_5 as outlined in Appendix D.
c From replacement of soybean meal and urea as outlined in Appendix D.

7 ECONOMIC ANALYSIS OF THE RPF ANAEROBIC DIGESTION SYSTEM

Table 17 summarizes the actual capital costs for the existing anaerobic digestion and protein recovery system at Roslyn Park Farm in 1980 dollars. Many of the components were designed and installed to handle 100% of the waste generated, as indicated in Table 17, but only one tank was built to process 40% of the waste in the first stage of this project. A second stage, which will complete the system and effectively use the excess biogas energy, is currently under evaluation. The total estimated capital cost for processing 100% of the manure production is $667 000.

Operating and maintenance costs for the first year of operation (1981) and estimated costs for 100% completion of the Roslyn Park Farm digestion system are summarized in Table 18. It is clear the amortization costs represent the bulk of annual O & M costs for the RPF system. In 1981, amortization costs comprised 79% of the total O & M costs. Once the facility is capable of processing all of the manure, amortization should represent 67% of the annual O & M budget. Other significant O & M charges in 1981 resulted from electricity, polymer and labour. The protein recovery system was operational only during the last 4 months of 1981, and therefore considerable increases in polymer and electricity costs are estimated for the total system. Table 18 shows that polymer costs should rise to approximately 14% of the annual O & M budget. Electricity cost increases represent a smaller proportional rise in total O & M expenditures from 4.0% in 1981 to 6.8% at total operation. During 1981, less than the 1/2 man-year indicated actually was used; however, with increased age and the additional digester for the total system, it is felt that the 1/2 man-year will be used in the future. The total estimated operating cost is thus $156 578 per year.

Table 19 summarizes the revenues and the profit (loss) for the existing Roslyn Park system. Since the protein recovery system was operational during the last 4 months of 1981 and currently no excess biogas utilization systems are installed, the 1981 revenue is low. Total revenues, on an annual basis, for the existing system are estimated at $85 600, including $84 000 for the recovered SCP. With annual operating costs of $95 500, the existing RPF System has an operating deficit of $9 900. The loss is incurred primarily because the capital equipment is mainly designed for treating 100% of the manure produced (see Table 2), and because the energy in the biogas cannot be utilized economically at the current daily biogas production rate.

The economic analysis is more optimistic in terms of the RPF capital outlay, which was $245 580. The amortized capital expense to RPF alone is thus reduced to

TABLE 17 CAPITAL COSTS FOR THE ROSLYN PARK FARM ANAEROBIC DIGESTION SYSTEM

Item	Cost	Percent[a] of Waste Handled	Estimated Cost to 100% Completion
Site Preparation	$ 2 593	40	$ 5 600
Boiler Water Treatment System	$ 8 211	100	$ -
Boiler Water Preheat & Control System	$ 9 471	100	$ -
Boiler and Gas Train	$ 30 616	100	$ -
Manure Feed System	$ 8 424	100	$ -
Steam Heating System	$ 1 343	100	$ -
Biogas Collection and Storage System	$ 15 735	100	$ 6,100
Digestion Tank (baffle, fittings etc.)	$ 52 747	40	$ 103 900
Digestion Tank Mixer	$ 32 635	40	$ 45 500
Protein Recovery System	$ 165 684	100	$ -
Controls and Instrumentation	$ 4 407	100	$ -
Building	$ 19 286	100	$ -
Mechanical Contract	$ 37 738	75	$ 9 100
Electrical Contract	$ 12 915	85	$ 2 700
Engineering	$ 74 771	85	$ 17 000
Accounting, Legal & Freight	$ 389	70	$ 100
Subtotal	$ 476 965	-	$ 190 000
TOTAL COST FOR 100% COMPLETION			$ 666 965

[a] The RPF system is presently designed for 40% of the manure production, with Stage 2 expansion planned for 1983. Note that several components are sized for 100% capacity.

TABLE 18 CURRENT AND PROJECTED OPERATING AND MAINTENANCE COSTS FOR THE RPF ANAEROBIC DIGESTION FACILITY

	Actual Cost During 1981	Percent of 1981 O&M Costs	Estimated Cost at 100% Completion	Percent of Estimated O&M Costs
FIXED COSTS				
Amortization of Capital (20 yr at 15%)	$ 75 368	78.9	$ 105 391	67.3
OPERATING COSTS				
Repairs	$ 737	0.8	$ 2 500	1.6
Maintenance - Supplies	$ 21	0	$ 300	0.2
Electricity	$ 3 775	4.0	$ 10 700	6.8
Boiler Feed Chemicals	$ 754	0.8	$ 2 262	1.5
Polymer (4 months of operation	$ 2 916	3.1	$ 22 375	14.3
Miscellaneous Supplies & Aux. Fuel	$ 1 071	1.1	$ 1 000	0.6
LABOUR COSTS				
Labour (1/2 man year at $16 000/yr)	$ 8 000	8.4	$ 9 000	5.7
Fringe Benefits (estimated 15% of direct labour)	$ 1 200	1.3	$ 1 350	0.9
Employment Expense	$ 200	0.2	$ 200	0.1
TOTAL OPERATING COST	$ 95 542	100.2	$ 156 578	100.0

TABLE 19 ESTIMATED REVENUES AND PROFIT (LOSS) FROM THE DIGESTION SYSTEM AT RPF

Item	1st Year[a] Estimated Income	Estimated Income at 100% Completion
Space Heating	$ 1 600	$ 1 800
Corn Grain Drying[c]	NA	$ 27 475
Protein Recovery	$ 28 320[b]	$ 208 780
Total Revenue	$ 29 920	$ 238 055
Total Operating Cost	$ 95 542	$ 156 578
Profit (Loss)	($ 65 622)	$ 81 477
Payback, Years (Straight Line)	NA	8.2

[a] Roslyn Park Farm is currently evaluating energy utilization alternatives (i.e. corn grain drying corn flaking system, power generation, etc.).

[b] Only 4 months of operation during 1981.

[c] Estimated revenue if a corn drying system or a corn flaking system were installed. If both systems were installed, considerably higher revenues would result from the Biogas production.

$38 767, resulting in overall operating costs for RPF of $58 941. The farm will then realize a net annual profit of $26 660, resulting in a payback period of 9.2 years. On the basis of the recovered protein alone then, installation of the anaerobic digestion and protein recovery system will have a marginally acceptable payback because of the support from DRECT.

Estimated revenues for the total system with some partial biogas utilization are also summarized in Table 19. The total estimated revenue is $238 055 at 100% completion, which results in a profit over costs of $81 477/year and an 8.2-year straight-line payback. This payback can only decrease as energy and protein costs escalate in the near future. This economic analysis clearly shows that RPF must expand the anaerobic digestion and protein recovery system to treat 100% of the manure generated if it is to become a commercially viable system.

As required under the terms of the DRECT Contract, an economic analysis of an anaerobic digestion and protein recovery system for a 500-head beef feedlot is contained in Appendix C. At estimated capital costs of $144 700 and annual operating costs of $35 530, the estimated payback period is 13 years. This system is thus

economically viable at the smaller scale (although there are many farmers who would no longer accept a 13-year payback as acceptable).

8 CONCLUSIONS AND RECOMMENDATIONS

8.1 Conclusions

The overall conclusion of this development and demonstration project is that the Roslyn Park Farm anaerobic digestion and protein recovery system performed successfully at both thermophilic and mesophilic temperatures under a wide variety of conditions including severe temperature fluctuations and organic shock loadings (which can be anticipated in farm digestion systems).

Specific conclusions relating to the digestion process and biogas production were:

a) Anaerobic digestion of beef manure was stable at both thermophilic and mesophilic temperatures at a 10 d hydraulic residence time.

b) Anaerobic digestion of beef manure (without cheese whey supplements) at mesophilic temperatures is more energy efficient than at thermophilic operation.

c) Addition of a supplementary carbon source such as cheese whey significantly increases biogas production and would make thermophilic operation more cost-effective.

d) Under existing mesophilic conditions, the digestion system will produce approximately 640 m^3/d of biogas (70% methane). Treatment of 100% of daily manure production would increase biogas production to approximately 1 590 m^3/d, worth $27 500 annually if utilized.

e) The RPF system demonstrated overall BOD_5 and COD reductions of 71% and 64%, respectively (based on very limited data).

f) Complaints about odours from the manure management system have been significantly reduced since the anaerobic digestion and protein recovery system was installed to treat only 40% of the daily manure production.

g) The anaerobic digestion process increases the ammonia level in the digester effluent by conversion of some organic nitrogen in the raw manure to ammonia. Ammonia, sodium and potassium levels for fertilizer use in the final processed manure were the same as in the raw manure fed to the digester. Calcium and phosphorus levels were enriched in the single cell protein.

h) A fluoride tracer mixing study indicated that 90% of the total liquid volume in the digestion tank is available for active digestion after 1 year of operation.

Specific conclusions relating to protein recovery and utilization were also reached. These include:

a) Approximately 90 kg of single cell protein (20% DM) are recovered from each cubic metre of digester effluent. The protein content of the cake is approximately 33% on a dry matter basis.

b) The prototype RPF system, treating 40% of the manure, produces approximately 1 780 tonnes annually of SCP worth $84 000 as a replacement for feedstuffs currently available. Expansion of the RPF system to handle 100% of the daily manure production will result in the generation of 4 440 tonnes of SCP per year, worth $208 800.

c) At identical HRTs, thermophilic operation is more successful in reducing pathogens than is mesophilic treatment. A 10 d HRT at mesophilic temperatures is too short to completely inactivate all salmonella bacteria.

d) The recovered SCP cake has been fed to several hundred finishing cattle and replacement Holstein heifers at a rate of 4-11% of the total ration DM, with no reported adverse effects.

Specific conclusions were also reached regarding the overall digestion and protein recovery system; these included the following:

a) The existing mesophilic system, treating 40% of the manure, has a net daily energy benefit of 8.97-14.37 GJ/d, which will increase to a range of 22.13-35.5 GJ/d when expanded to process 100% of the manure.

b) The existing system, based on capital costs of $447 000 and operating costs of $95 500/yr, has an operating loss of approximately $9 900 due to oversized equipment and loss of potential biogas revenues. An expanded system for treating 100% of the manure would have capital costs of $667 000, operating costs of $157 000 per year, and a payback period of 8.2 years, emphasizing the need for expanding the RPF system.

c) An anaerobic digestion and protein recovery system for a 500-head beef feedlot would have a capital cost of $145 000, annual operating costs of $35 500, and a payback period of 13 years.

8.2 Recommendations

Many questions concerning the feasibility of anaerobic digestion of manure in Canada have been answered with the completion of this report. The technical and

economic feasibility of digestion with subsequent refeeding of single cell protein as a process by-product have been demonstrated. Agriculture Canada has recently approved a study by Canviro to optimize the recovery of single cell protein from the anaerobic digestion of beef manure. This study will provide important data on: analytical methods for protein determination; forms, recoverability and digestibility of protein in digester effluents; scale-up factors in laboratory and full-scale protein recovery; and operational parameters in digestion and centrifugation which may affect protein recovery. However, a number of key questions related to biogas and single cell protein utilization from the process are still unresolved.

Recommendations for further research into biogas utilization and energy recovery include:

a) optimization studies of cheese whey supplements for enhanced biogas production;
b) extended performance evaluations of biogas utilization equipment (either direct-fired or electrical generation equipment);
c) assessment of any operational problems associated with the use of biogas from farm digesters;
d) demonstrations of returning electricity to Canadian electrical grids;
e) use of heat exchanger equipment for energy recovery

Recommendations for further study in protein utilization include:

a) feeding trials with ruminant and non-ruminant animals as a necessary step for approval of the SCP as a commercial feed material;
b) investigation of the effects of the anaerobic digestion and protein recovery system on the survival of pathogenic organisms (viruses, bacteria, parasites) in the single cell protein and in the final processed manure for spray irrigation;
c) investigation of the trade-off between recovery of fertilizer nutrients in the single cell protein and in the digester effluent to determine the optimal use of resources.

9 REFERENCES

Canviro Consultants Ltd., "Thermophilic Anaerobic Fermentation of Beef Cattle Manure for Protein and Methane Production", Final Report on 1980/81 Laboratory Studies, submitted to National Research Council of Canada, Saskatoon, Saskatchewan, under Contract Serial No. OSZ80-00020, (April 30, 1981).

Canviro Consultants Ltd., "Thermophilic Anaerobic Fermentation of Swine and Beef Manure for Methane and Protein Recovery", Final Report on 1981/82 Laboratory Studies, submitted to National Research Council of Canada, Saskatoon, Saskatchewan, under Contract Serial No. OSX80-00131 (in preparation), (1982).

Ditta, J., Parrish and Heimbecker Grain Distributors, Toronto, Personal Communication, (April, 1982).

Hamilton-Standard, "Fuel Gas from an Environmental Feedlot", Quarterly Progress Report for September 15 to December 31, 1980, submitted to U.S. Department of Energy, under Contract Number DE-AC01-77ET20009, (January 9, 1981).

Hashimoto, A.G., Y.R. Chen and R.L. Prior, "Thermophilic Anaerobic Fermentation of Beef Cattle Residue", Institute of Gas Technology Conference on Energy from Biomass and Waste, Washington, D.C., (August, 1978).

Hein, M.E., R.J. Smith and R.L. Vetter, "Anaerobic Digestion of Beef Manure and Corn Stover", Paper No. 75-4542, presented at the Winter Meeting of the American Society of Agricultural Engineers, Chicago, Illinois, (December 15-18, 1975).

Hein, M.E., R.J. Smith and R.L. Vetter, "Some Mechanical Aspects of Anaerobic Digestion of Beef Manure", Paper No. 77-4056, presented at the Annual Meeting of the American Society of Agricultural Engineers, Raleigh, North Carolina, (June 26-29, 1977).

Metcalf and Eddy, Inc., Wastewater Engineering - Collection, Treatment, Disposal, McGraw-Hill Book Co., Toronto, p. 518, (1972).

National Academy of Sciences, Nutrient Requirements of Beef Cattle, Fifth Edition, Washington, D.C., (1976).

Ontario Ministry of Agriculture and Food, "Agricultural Statistics for Ontario 1980", Publication 20, (June, 1981).

Rush Engineering Services Ltd. (now Canviro Consultants Ltd.), "Design Specifications for the Roslyn Park Farm Thermophilic Anaerobic Fermentation Facility", Final Report submitted to Agriculture Canada under Contract Serial No. 05Z78-00242, (January, 1980).

Shields, F.D. and G.N. Tragitt, "Methane Production from Anaerobic Fermentation of Beef Manure", Paper No. 78-4010, presented at the Summer Meeting of the American Society of Agricultural Engineers, Logan, Utah, (June 27-30, 1978).

Southwell, P.H. and T.M. Rothwell, "Analysis of Output/Input Energy Ratios of Food Production in Ontario", School of Engineering, University of Guelph, for Supply and Services Canada, under Contract Serial No. 0SW76-00048, (March 31, 1977).

Varel, V.H., H.R. Isaacson and M.P. Bryant, "Thermophilic Methane Production from Cattle Waste", Applied and Environmental Microbiology, 33 (2), p. 298, (1977).

APPENDIX A

MODIFICATIONS TO RPF DESIGN SPECIFICATIONS OUTLINED IN THE FINAL REPORT ON DSS CONTRACT SERIAL NO. DSS 07SZ 01843-9-1910

Based on the as constructed RPF system, the following changes in the original specifications are required:

Page 7

Delete G4 - automatic drip traps - change to manual drip traps.

Page 16

1. Delete - (no insulation is specified for walls adjacent to the control building).

3. Change - Wall insulation will be 2" styrofoam sheets strapped with 1" x 3" spruce strapping on 2' centres horizontally and vertical strapping as required for nailing of metal covering.

4. Insert - The insulation shall be covered with 28-gauge roof metal securely fastened as required.

5. Insert - The roof shall be insulated with 2.5" of sprayed in place polyurethane (R = 15).

Page 26

3. The shaft shall be of coal tar epoxyed carbon steel with 304 SS flanges approximately 37 ft long. The unit shall be equipped with two 4-blade axial turbines. The upper turbine shall be 100" in diameter and the lower shall be 116" in diameter.

Page 27

Delete entire sect. FT-7 Protective Coatings.

Page 30

Sect. HS-5 - delete (9).

Page 35

Delete (6), (7).
Table GH-1-1 Gas Handling Equipment.
Delete G4 change to Manual drip trap.

Page 37

Delete G4 Automatic Drip Trap.
Insert G4 Manual Drip Trap as in G9

Page 43

Delete entirely PR-2 Protein Recovery Trailer as written. Insert PR-2 Protein Recovery Trailer.

1. The Protein recovery system shall be a trailer-mounted unit consisting of the following components:

   a) Sharples PM 50 000 high speed centrifuge (or equivalent)
      c/w 75 HP drive motor
      15 HP eddy current backdrive
      mounting frame

   b) Centrifuge Feed pump 2 FOG-S1 Progressing Cavity Pump or equivalent 50 Igpm capacity

   c) Polymer Feed Pump, Progressing Cavity Pump or equivalent 5 Igpm capacity

   d) Polymer Make Up Tanks
      i) 500 Igal capacity polyethylene or equivalent construction tank c/w 3/4 HP Lighting mixer with 6" marine prop or equivalent
      ii) 250 Igal capacity polyethylene or equivalent construction tank c/w 3/4 HP Lighting mixer with 6" marine prop or equivalent

   e) Protein Solids Conveyer 10" x 30' long c/w 1/2 HP drive system

   f) Centrate sump pump, centrifugal pump capable of 6 000 Igph delivery at 40' of head

2. Flexible 3" I.D. rubber hose with quick connect fittings (B.F. Goodrich, or equal) shall be employed to integrate this protein recovery subsystem into the overall digestion facility.

3. Fabrication and installation of all components shall be in accordance with all applicable local and provincial codes.

Page 44

2.6 Control Building
CB-1 General

Add to existing line 1 - The building will be insulated with R-20 fibre batt or equivalent and suitably covered for protection (e.g. dry wall).

APPENDIX B

DETERMINATION OF ENERGY REQUIREMENTS FOR EXISTING (STAGE 1) AND FULL-SCALE (STAGE 1 & 2) RPF ANAEROBIC DIGESTION SYSTEMS

1. Digester Shell Losses

Assumption Concerning Temperatures:

Temperature of	Winter (°C)	Summer (°C)
Ambient Air	-7	21
Building	15	21
Ground	10	18

Digester Areas and Heat Transfer Coefficients

Shell Section	A (Total Area, m^2)		U (Heat Transfer Coefficient, $KJ/m^2 \cdot h \cdot °C$)
	Existing System	Total System	
Insulated Roof	68.6	159.1	0.974
Insulated Wall in Air	221.6	605.2	0.967
Insulated Wall in Building	60.4	60.4	0.967
Insulated Wall in Ground	32.9	80.0	1.193
Insulated Floor	66.2	163.9	1.355

By Fourier Equation $q = UA\Delta T$

Therefore, heat losses in mesophilic operation are:

	Heat Loss (GJ/d)			
	Existing System		Total System	
Digester Shell Section	Winter	Summer	Winter	Summer
Insulated Roof	0.0674	0.0225	0.1563	0.0521
Insulated Wall in Air	0.2160	0.0720	0.5899	0.1966
Insulated Wall in Building	0.0280	0.0196	0.0280	0.0196
Insulated Wall in Ground	0.0235	0.0160	0.0572	0.0389
Insulated Floor	0.0538	0.0366	0.1332	0.0906
TOTAL	0.3887	0.1667	0.9646	0.3978

Heat losses for the total system include losses through a second digestion tank of 10.0 m inside diameter by 12.8 m total sidewall depth for a total volume of 1 045 m^3 (active volume 950 m^3). The slopes of the roof and floor of the second tank are 17° and 8°, respectively, as set out in the initial design specifications (Rush Engineering Services Ltd., 1980). It is assumed that the lower 2.1 m of the second tank are below grade and that the tank is not adjacent to any building. Insulation was assumed to be identical to the existing digestion tank.

2. Manure Heating Requirements

Assumptions Concerning Manure Heating:

Manure temperature - winter = 1°C

- summer = 16°C

Manure density = 1 030 kg/m^3

Manure heat capacity = 4.19 kJ/kg·°C

Boiler efficiency = 80%

At 10 d hydraulic retention time, pumping rates are:

- for existing system, 64 m^3/d
- for total system, 159 m^3/d

From the equation $q = mC\Delta T$,

Manure heating requirements (mesophilic operation) are:

System	Energy (GJ/d) Required	
	Winter	Summer
Existing	11.727	6.554
Total	29.136	16.282

APPENDIX C

ECONOMIC ANALYSIS OF AN ANAEROBIC DIGESTION AND PROTEIN RECOVERY SYSTEM FOR A 500-HEAD BEEF FEEDLOT

Both capital and operating and maintenance costs were estimated for an anaerobic digestion facility similar to the Roslyn Park Farm system but scaled down to a 500-head beef feedlot. Estimates of costs for capital equipment are summarized in Table 20. Figure 7 is a schematic diagram of the proposed facility. Influence of scale size is revealed by comparing capital expenses for both the RPF and 500-head systems. Although the smaller feedlot is 10% of the size of RPF, its capital outlay is $289/head whereas the total Roslyn Park System requires capital expenditures of $133/head. A centrifuge for protein recovery and the digestion tank represent two of the largest capital expenditures.

Estimated O & M costs for a 500-head feedlot are summarized in Table 21. Amortization costs for equipment are the major O & M expense. As with the RPF system, labour, electricity and polymer represent other significant operating costs, at 12.8%, 7.2% and 5.1% of total O & M costs, respectively.

Biogas and protein revenues have been estimated for this 500-head feedlot. The net value of the biogas, after deducting manure heating and digester tank heat loss, is $3 000. This revenue is calculated on electrical generation at an estimated January 1983 value of $0.04/kWh. Development of an efficient low-cost heat exchanger for preheating manure with digester effluent could substantially raise the value of net biogas energy recovered.

Value of recovered single cell protein is based on estimates of the cake value by Roslyn Park Farm personnel. In their operation, the single cell protein is assigned a value of $45/tonne (on a wet weight basis), which is the value of protein supplements it replaces in the RPF ration formulation. Annual production of single cell protein at the 500-head feedlot would be worth an estimated $43 800. Total revenues for this smaller-scale system are thus $46 800, as noted in Table 22.

When the operating and maintenance costs of $35 530 are deducted from the revenues, an estimated net profit of $11 270 is realized. The net profit results in a payback period of 13 years. It is encouraging to note that the anaerobic digestion system proposed for a 500-head feedlot has a reasonable payback period, even in times of relatively high interest rates (i.e. 15% p.a. used in this example). Declining interest rates or increases in the value of recovered energy and protein will shorten this payback period.

TABLE 20 ESTIMATED CAPITAL COSTS FOR AN ANAEROBIC DIGESTION FACILITY FOR A 500-HEAD BEEF FEEDLOT

Item	Cost
Site Preparation	$ 1 000
Manure Pump	$ 1 400
Digestion Tank (baffles, fittings, etc.)	$ 20 000
Insulation	$ 4 000
Mixer	$ 13 000
Biogas Collection and Storage	$ 3 000
Engine/Generator (15 KVA)	$ 13 000
Engine/Generator Heat Recovery System	$ 1 200
Centrifuge	$ 57 600
Control Building	$ 2 500
Mechanical/Electrical Contract	$ 8 000
Engineering (specifications, drawings, site supervision, contingency)	$ 20 000
TOTAL	$ 144 700

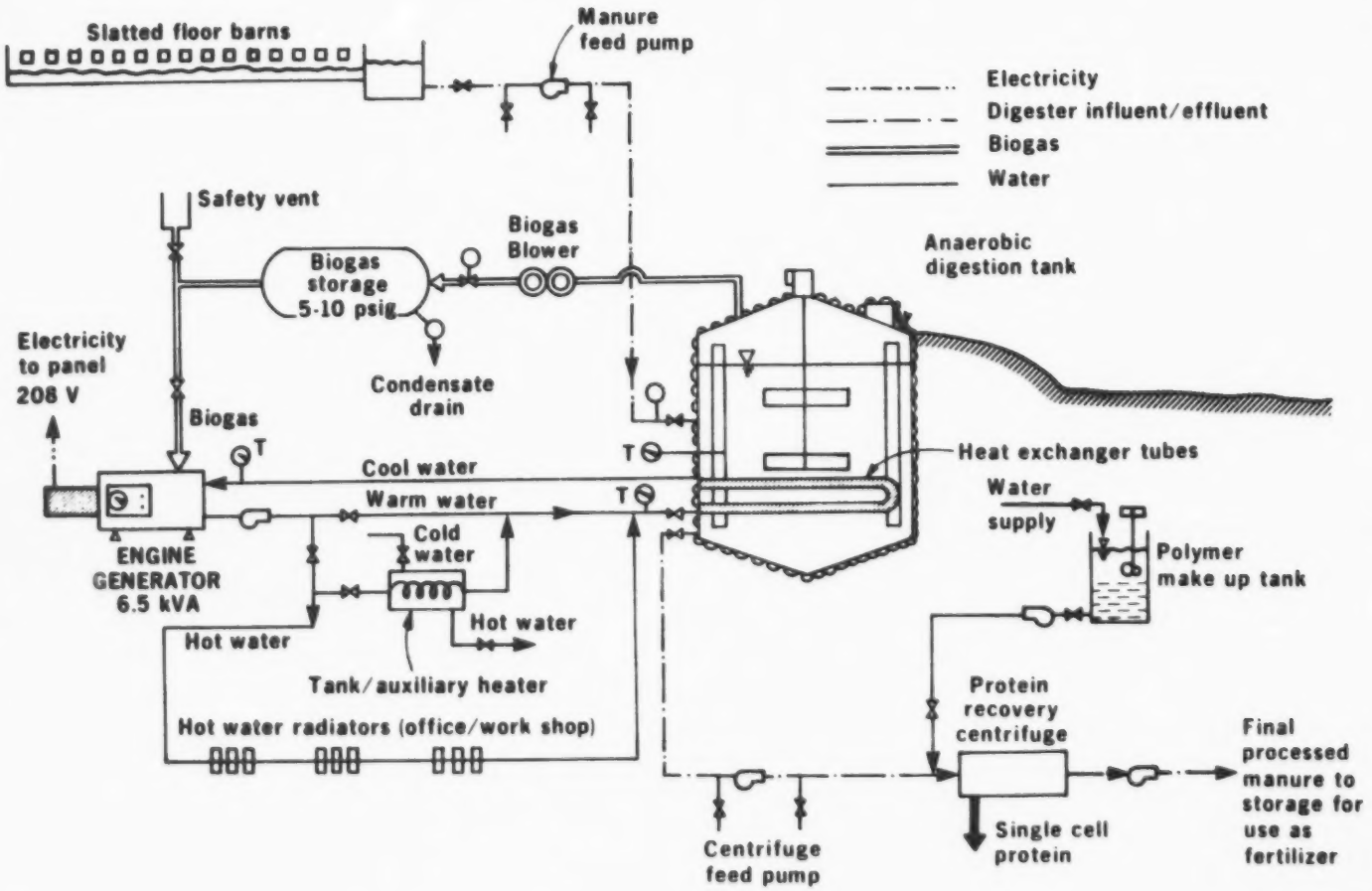

FIGURE 7 SCHEMATIC OF A TYPICAL ANAEROBIC DIGESTION SYSTEM FORA 500-HEAD BEEF FEEDLOT OPERATION

TABLE 21 ESTIMATED OPERATING AND MAINTENANCE COSTS FOR AN ANAEROBIC DIGESTION FACILITY FOR A 500-HEAD BEEF FEEDLOT

Item	Cost	Percent of Estimated O & M Costs
FIXED COSTS		
Amortization of Capital (20 yr @ 15% p.a.)	$ 22 800	64.4
OPERATING COSTS		
Repairs	$ 1 200	3.4
Electricity	$ 2 560	7.2
Water Treatment	$ 300	0.8
Polymer	$ 1 825	5.1
Insurance	$ 1 000	2.8
Miscellaneous Supplies & Aux. Fuel	$ 600	1.7
	$ 7,485	21.0
LABOUR COSTS		
Direct Labour (1.5 h/d x 7 d/wk @ $8/h)	$ 4 370	12.3
Fringe Benefits (est. 15% of direct labour)	$ 655	1.8
Employment Expenses	$ 200	0.5
	$ 5 225	14.6
OPERATING AND MAINTENANCE TOTAL	$ 35 530	100

TABLE 22 REVENUES AND PAYBACK PERIOD FOR AN ANAEROBIC DIGESTION FACILITY AT A 500-HEAD BEEF FEEDLOT

Item	Value ($)
Biogas Revenue (a)	$ 3 000
Protein Revenue (b)	$ 43 800
Total Revenues	$46 800
O & M Cost	$ 35 530
Net Profit	$ 11 270
Payback (Years)	13

(a) Biogas Value - calculated for electrical generation for use on-site at $0.04/kWh (January 1983 price).

(b) Protein Value - calculated on a basis of $45/tonne of recovered wet cake as determined by RPF for substitution of brewers' grain in rations

APPENDIX D

CALCULATIONS OF ENERGY CREDITS FOR SCP USE AND POLLUTION REDUCTION BY RPF SYSTEM

Estimated Energy Credit from Refeeding SCP

In the RPF system with SCP recovery, benefits are accrued due to reduced feeding costs for the farm and reduced energy consumption in the manufacture of the soybean and urea feed supplements. To estimate the energy savings associated with recovery of this protein, the true protein (i.e. (TKN - NPN) x 6.25) fraction of the cake has been compared to the energy requirements for soybean production and the non-protein nitrogen fraction has been compared with urea production. The single cell protein recoverable from RPF digester effluent is estimated as follows:

Total solids in digester effluent = 32.2 kg/m^3 (from Table 6)
Total solids recovery = 40% (based on data from Table 9)
Therefore, total solids recovered = 32.2 kg/m^3 x 0.4 x 63.6 m^3/d
= 819 kg DM/d

At RPF, the SCP consists of the following fractions:

- True protein = 18% of DM (unpublished results Canviro Consultants Ltd., 1982)
- Non-protein nitrogen (NPN) = 15% of DM

True protein recovered/day = 819 kg DM/d x 0.18 = 147 kg/d
Non-protein nitrogen recovered/day - 819 kg DM/d x 0.15
= 123 kg/d (urea equivalent)

Energy Savings for the Soybean Equivalent Fraction (true protein)

As suggested by Southwell and Rothwell (1977), in this analysis the growing, harvesting, transportation to mill and storage energy have been applied to soybean meal. The energy required for processing the oil has been separated and disregarded because the oil is not used at RPF.

Energy Input	Total Energy
Growing and Harvesting	8.2 GJ/ha
Processing of Oil	N/A
Transportation and Storage	1.7 GJ/ha
TOTAL	9.9 GJ/ha

From data provided by OMAF (1981), the average soybean yield in Ontario is 3.04 m^3/ha, at 773 kg/m^3 or 2.37 tonnes/ha. One tonne of soybean is processed into 0.18 tonnes of oil and 0.79 tonnes of meal (Ditta, 1982).

The energy required to produce 1 tonne of soybean meal averaging 49% protein is 5.3 GJ; therefore, to produce 1 tonne of soybean-equivalent protein requires an energy input of (5.3/0.49) = 10.8 GJ.

Thus, the energy saving for the soybean-equivalent fraction is:

$$\frac{147 \text{ kg/d}}{1\,000 \text{ kg/tonne}} \times 10.8 \text{ GJ/tonne} = 1.59 \text{ GJ/d when 40\% of the manure is treated.}$$

With 100% of manure treated, the daily energy saving is:

$$\frac{1.59 \text{ GJ/d}}{0.40} = 3.98 \text{ GJ/d}$$

Transportation costs must be added for distribution of the soybean meal to RPF. The soybean meal is distributed from either Toronto, Hamilton or Windsor. For this estimation, a round trip distance of 200 km has been assumed.

At RPF, the beef cattle are fed 0.22 kg C.P. soybean meal equivalent/head/d. Since the soybean meal is 49% C.P., then the daily feedlot soybean meal requirements are:

$$4\,200 \text{ head} \times \frac{0.22 \text{ kg C.P./head/d}}{0.49 \text{ kg C.P./kg soybean meal}} = 1.89 \text{ tonne soybean meal/d}$$

Consider that the truck delivering the soybean meal to RPF has a 20-tonne payload and diesel fuel consumption of 0.85 L/km.

Number of trips required per year is:

$$365 \text{ d/yr} \div \frac{20 \text{ tonne soybean meal/trip}}{1.89 \text{ tonne soybean meal/d}} = 34 \text{ trips/yr}$$

Total diesel fuel requirement of truck is:

34 trips/yr x 200 km/trip x 0.85 L diesel/km = 5 780 L/yr

Energy content of diesel fuel is 0.0372 GJ/L

Therefore, the energy requirement for transportation is

5 780 L/yr x 0.0372 GJ/L = 215 GJ/year = 0.59 GJ/d (average)

Therefore, total energy savings for soybean meal replacement are:

- Prototype (40% manure treated) = 2.18 GJ/d
- Total system (100% manure treated) = 4.57 GJ/d

Energy Input for Urea Production

The energy required to manufacture and deliver urea in bulk to farms was determined to be 98 962 kJ/kg - nitrogen (Southwell and Rothwell, 1977). This is equivalent to 15 833 kJ/kg of crude protein or 15.8 GJ/tonne of urea protein.

Thus, the energy savings for the urea-equivalent fraction are:

$$\frac{123 \text{ kg/d x } 15.8 \text{ GJ/tonne}}{1\,000 \text{ kg/tonne}} = 1.94 \text{ GJ/d when 40\% of the manure is treated.}$$

With 100% of the manure treated, the daily energy saving is:

$$\frac{1.94 \text{ GJ/d}}{0.40} = 4.85 \text{ GJ/d}$$

Therefore, total energy credits for SCP as a replacement for soybean and urea are:

4.12 GJ/d when 40% of manure is treated,

9.42 GJ/d when 100% of manure is treated.

Energy Credit for Reduction in Environmental Pollution

A substantial reduction in raw manure BOD_5 was noted in Table 13 as a result of the RPF anaerobic digestion and protein recovery system. The influent BOD_5 of 31 300 mg/L was reduced to 9 070 mg/L in the final process centrate for spray irrigation. If this

same reduction in BOD_5 had been accomplished using a surface aerator, a considerable energy demand would have been required. Therefore, the energy benefit provided by the RPF system can be calculated as follows:

Oxygen Demand = (31 300 - 9 070) mg/L x 63 600 L/d = 1 414 kg O_2/d

Assume a typical oxygen transfer rate of 0.41 kg O_2/MJ

(2.4 lb O_2/HP-h, (Metcalf and Eddy, 1972)

$$\text{Therefore, energy requirement} = \frac{1\,414 \text{ kg } O_2/\text{d}}{0.41 \text{ kg } O_2/\text{MJ}} = 3.45 \text{ GJ/d}$$

for treatment of 40% of the total manure.

If 100% of the RPF manure were treated, the energy demand would be:

$$\frac{3.45 \text{ GJ/d}}{0.40} = 8.63 \text{ GJ/d}$$

Energy credits for pollution reduction by the RPF system are thus 3.45 GJ/d and 8.63 GJ/d for the prototype and total systems, respectively.

Environnement Canada
Service de la protection de l'environnement

Environment Canada
Environmental Protection Service

La digestion anaérobie et la récupération de protéines d'organismes monocellulaires dans un parc d'engraissement de bovins

Canada

Développement technologique
Rapport SPE 4-EP-83-3F

Direction générale des programmes de protection de l'environnement
Novembre 1983

SÉRIE DE RAPPORTS DU SERVICE DE LA PROTECTION DE L'ENVIRONNEMENT

Les rapports sur le développement technologique décrivent l'outillage et les procédés techniques, ainsi que les résultats des études portant sur les laboratoires, les installations d'essai, les démonstrations, ou l'évaluation des équipements. Ces rapports constituent une source centrale de renseignements sur les activités et la mise en valeur du Service de la protection de l'environnement.

Les autres catégories de la série de rapports du S.P.E. comprennent les groupes suivants: règlements, codes et accords; politique et planification; analyse économique et technique; surveillance; guides de formation; rapports et exposés à l'enquête publique; et impacts environnementaux.

Les demandes relatives aux rapports du Service de la protection de l'environnement doivent être adressées au Service de la protection de l'environnement, ministère de l'Environnement, Ottawa, Ontario, Canada K1A 1C8.

LE PROGRAMME DRECT

Le DRECT, programme de création et de démonstration de techniques de conservation des ressources et de l'énergie est un programme à frais partagés qui fait partie du Programme énergétique national. Il a été institué afin de stimuler la création de nouvelles techniques à faible coefficient énergétique dans le secteur des polluants (solides, liquides ou gazeux).

Les fonds accordés dans le cadre du programme servent à la mise en application de prototypes, c'est-à-dire de premiers modèles à l'échelle réelle. Une certaine quantité de travaux de recherche et de développement peuvent faire partie du projet (échelle expérimentale ou échelle pilote), mais ces travaux doivent être reliés à l'application d'un prototype. Tout organisme ou entreprise peut participer, sauf les ministères du gouvernement fédéral. Ceux dont le projet est retenu peuvent recevoir 50% du coût total prévu jusqu'à concurrence de $200 000 par projet, par année.

Si un projet répond aux critères susmentionnés, son auteur peut faire une demande d'aide financière en envoyant un résumé de deux pages du projet en question à l'un des bureaux régionaux du Service de la protection de l'environnement ou au:

Secrétariat du DRECT
Service de la protection de l'environnement
Environnement Canada
Ottawa (Ontario)
K1A 1C8

(819) 997-2057

La digestion anaérobie et la récupération de protéines d'organismes monocellulaires dans un parc d'engraissement de bovins

par
Canviro Consultants Ltd.

pour le
Service de la protection de l'environnement
Direction générale du contrôle des incidences environnementales
Direction des déchets

Ce projet a été réalisé en vertu du Programme de création et de démonstration de techniques de conservation des ressources et de l'énergie.

D➧RECT

Rapport SPE 4-EP-83-3F

ENVIRONNEMENT CANADA

Publication distribuée
par le Service de la protection de l'environnement
Ministère de l'Environnement
Hull
K1A 1C8

Édition française de
Demonstration of Anaerobic Digestion and Single Cell Protein Recovery at a Canadian Beef Feedlot
préparée par le Module d'édition française
Ministère de l'Environnement

Rapport SPE 4-EP-83-3F
Imprimé par le ministère des Approvisionnements et Services
N^{O} de catalogue: En 48-4/83-3F
ISBN: 0-662-92321-9

©
Ministre des Approvisionnements et Services
1983

RÉSUMÉ

La digestion anaérobie et le système de récupération de protéines décrits dans le présent rapport sont le fruit des efforts communs et des contributions financières de Roslyn Park Farm Ltd., Canviro Consultants Ltd., Agriculture Canada, et Environnement Canada grâce à son Programme de création et de démonstration des techniques de conservation des ressources et de l'énergie (DRECT).

Roslyn Park Farm Ltd. fit appel en 1978 aux services de Canviro Consultants Ltd. pour trouver un moyen d'atténuer les odeurs persistantes provenant d'installations du traitement du lisier d'un parc d'engraissement. Il apparaissait que la digestion anaérobie réduirait le problème et qu'elle serait financièrement rentable si les protéines étaient récupérées pour alimenter le bétail sur place.

Canviro conçut et construisit pour Roslyn Park Farm Ltd. un système de digestion anaérobie comprenant des installations de récupération de protéines d'organismes monocellulaires ainsi que de méthane gazeux. Ce dernier fut utilisé comme combustible d'une chaudière qui permit de maintenir une température minimale dans le réacteur de digestion. L'ensemble du système fonctionne depuis mai 1981.

Le présent rapport présente une description des installations, les données relatives aux coûts, un résumé de la première année d'exploitation et enfin des conclusions et des propositions pour l'ensemble du procédé.

ABSTRACT

The anaerobic digestion and protein recovery system described in this report resulted from the mutual efforts and financial support of Roslyn Park Farm Ltd., Canviro Consultants Ltd., Agriculture Canada, and Environment Canada's Development and Demonstration of Resource and Energy Conservation Technology (DRECT) Program.

Canviro Consultants Ltd. were hired by Roslyn Park Farm Ltd. in 1978 to solve persistent odour problems resulting from the liquid manure systems associated with a feedlot operation. It was determined that anaerobic digestion would alleviate the problem and be economically feasible if protein could be recovered for refeeding on-site.

Canviro proceeded with the design and construction of an anaerobic digestion system including single cell protein recovery and methane gas recovery facilities for Roslyn Park Farm. The methane gas is used as fuel for a boiler required to maintain minimum temperature in the digestion reactor. The full plant has been in operation since May 1981.

The report provides a description of the facility along with cost data and a summary of the first year of operation as well as conclusions and recommendations pertaining to the overall process.

TABLE DES MATIÈRES

Résumé
Abstract
Abréviations
Liste des tableaux
Liste des figures

1 Introduction
1.1 Données de base 1
1.2 Objectifs 1

2 Description du procédé

3 Paramètres de calcul

4 Construction et mise en train

5 Résultats du programme d'étude du rendement, d'une durée d'un an
5.1 Vue d'ensemble 9
5.2 Résultats en régime stationnaire 17
5.3 Récupération et utilisation des protéines d'organismes monocellulaires 19
5.3.1 Récupération 19
5.3.2 Utilisation 21
5.4 Production et conservation du biogaz 22
5.4.1 Production 22
5.4.2 Stockage 22
5.5 Réduction des agents pathogènes 24
5.6 Étude du mélange dans le digesteur 25
5.7 La digestion anaérobie et le système de digestion existant pour le lisier de RPF 25
5.7.1 Questions environnementales 25
5.7.2 Conséquences pour la valeur du lisier comme engrais 27
5.8 Problèmes de fonctionnement et mesures de correction 28

6 Besoins énergétiques du système de digestion anaérobie de RPF

7 Etude économique du système de digestion anaérobie de RPF

8 Conclusions et propositions
8.1 Conclusions 36
8.2 Propositions 37

9 Références

Annexe A Modifications apportées à la description et aux dimensions du système RPF 39
Annexe B Besoins énergétiques du système de digestion anaérobie existant et du système complet prévu . . . 41
Annexe C Analyse économique d'un système de digestion anaérobie et de récupération de protéines pour un parc d'engraissement de 500 bovins 43
Annexe D Calculs des crédits énergétiques pour l'utilisation des POM et la réduction de la pollution grâce au système de RPF 47

LISTE DES TABLEAUX

1 Paramètres de calcul et données de rendement pour le système de digestion anaérobie de RPF 6
2 Capacité théorique des principales composantes du système de digestion anaérobie de RPF 7
3 Nombre d'échantillons prélevés et analysés hebdomadairement pendant le programme de mesures d'une durée d'un an avec le digesteur 11
4 Comparaison des procédés thermophile et mésophile de digestion anaérobie prolongée de lisier centrifugé 11
5 Les rendements mensuels du système de digestion anaérobie de RPF 16
6 Comparaison des procédés thermophile et mésophile de digestion anaérobie, en régime stationnaire, du lisier centrifugé 17
7 Résultats d'études en laboratoire sur la digestion anaérobie de lisier centrifugé de RPF 18
8 Études d'optimisation de la récupération de protéines par le système de digestion anaérobie de RPF 20
9 Variation quotidienne type du taux de récupération de matières solides totales et de protéines brutes pendant le programme d'essais chez RPF (1981) 20
10 Comparaison entre les protéines d'organismes monocellulaires et les rations alimentaires habituelles du bétail 21
11 Comparaison entre différentes productions de biogaz spécifique par digestion anaérobie du lisier de bovins 23
12 Réduction des agents pathogènes indicateurs par digestions anaérobies thermophile et mésophile à l'échelle réelle 24
13 Teneur organique moyenne et valeur en engrais aux différentes étapes du cycle de digestion anaérobie de RPF 27
14 Besoins thermiques des systèmes de digestion anaérobie de RPF existant et à l'échelle réelle 30
15 Comparaison de la production de gaz et d'énergie par le système existant et par un système complet de digestion anaérobie de RPF pour un temps de séjour de 10 d 30
16 Comparaison entre le bilan énergétique du système existant et le bilan d'un système complet de digestion anaérobie chez RPF 31
17 Coûts d'immobilisation du système de digestion anaérobie de RPF 33
18 Coûts actuels et coûts prévus de l'exploitation et de l'entretien de l'installation de digestion anaérobie de RPF 34
19 Évaluation des revenus et profits (ou pertes) du système de digestion anaérobie de RPF 35
20 Coûts estimatifs en immobilisation pour une installation de digestion anaérobie d'un parc d'engraissement de 500 bovins 44
21 Frais estimatifs d'exploitation et d'entretien pour une installation de digestion anaérobie d'un parc d'engraissement de 500 bovins 44
22 Revenus et délai de récupération du capital pour un système de digestion anaérobie d'un parc d'engraissement de 500 bovins 46

LISTE DES FIGURES

1 Schéma de fonctionnement du système de digestion anaérobie de RPF pour la production de biogaz et la récupération de protéines d'organismes monocellulaires 4

2 Variabilité des caractéristiques du lisier de RPF au cours du projet d'expérimentation de digestion anaérobie 10

3 Charge massique de MSV, taux de production et qualité du biogaz, pendant la première année de fonctionnement du système de digestion anaérobie de RPF 12

4 Réduction de la DCO et de la quantité de matières solides volatiles pendant la première année de fonctionnement du système de digestion anaérobie de RPF 13

5 Rendement concernant les paramètres chimiques et la teneur en matières solides totales de l'effluent du digesteur pendant la première année de fonctionnement du système de digestion anaérobie de RPF 14

6 Courbe d'entraînement du fluorure traceur : étude du mode de mélange dans le digesteur de RPF 26

7 Schéma de fonctionnement d'un système type de digestion anaérobie pour un parc d'engraissement de 500 bovins 45

ABRÉVIATIONS

AB = Alcalinité en bicarbonate
DBO_5 = Demande biochimique en oxygène pour 5 jours
DCO = Demande chimique en oxygène
d = Jour
ha = Hectare
TSH = Temps de séjour hydraulique
NH_3-N = Azote ammoniacal
E&E = Exploitation et entretien
RPF = Roslyn Park Farm
POM = Protéines d'organismes monocellulaires
AT = Alcalinité totale
ATK = Azote total de Kjeldahl
COT = Carbone organique total
MST = Matières solides totales
AV = Acides volatils
MSV = Matières solides volatiles
ANP = Azote non protéinique

1 INTRODUCTION

1.1 Données de base

Roslyn Park Farm Limited (RPF), dont l'adresse est R.R. n^{o} 2, Petersburg (au sud-ouest de Kitchener), exploite le plus grand parc d'engraissement de bovins de l'Ontario. Là sont nourris, en confinement total, 4 500 bovins dans des étables ouvertes sur les côtés et équipées de caillebotis (faux-fond à claire-voie).

Jusqu'en 1978, le système de traitement du lisier, qui absorbait les 150 m^3 (150 t) de lisier produit quotidiennement, consistait à : a) pomper le lisier à partir des fosses situées sous les faux-fonds à claire-voie des étables jusque dans un décanteur à axe horizontal (à bol plein), de façon à séparer les solides de la fraction liquide; b) transporter les matières solides jusqu'à une autre ferme pour le compostage et la vente comme conditionneur de sol; c) pomper le liquide (qui renfermait encore 4 à 7 p. 100 de matières solides) dans une fosse de stockage de 2,4 ha, creusée dans la terre, en vue de l'utiliser comme engrais dans l'irrigation par aspersion.

En raison des odeurs persistantes et du coût croissant en énergie inhérents à l'exploitation, RPF fit appel en 1978 aux services de Canviro Consultants Ltd., pour étudier la possibilité d'intégrer la digestion anaérobie dans le système existant de traitement du lisier. D'après Canviro, la digestion anaérobie serait financièrement rentable pour RPF si les protéines d'organismes monocellulaires étaient récupérées en vue de les utiliser comme aliments pour le bétail sur place.

Eu égard à l'originalité relative de la technique (employée pour la première fois au Canada), les possibilités d'économies en énergie et les avantages environnementaux (principalement l'atténuation des odeurs), Canviro se vit accorder un contrat par Agriculture Canada pour mettre au point à l'intention de RPF un système de digestion anaérobie comprenant une installation de récupération de protéines d'organismes monocellulaires. RPF bénéficia d'un financement partiel dans le cadre du Programme de création et de démonstration des techniques de conservation des ressources et de l'énergie (DRECT) du gouvernement fédéral, pour la construction et l'expérimentation d'un système prototype capable de traiter 40 p. 100 du lisier produit. (Comme il est dit au chapitre 2, plusieurs composantes du système furent en fait construites pour une capacité de 100 p. 100 en prévision d'une extension (phase 2) devant permettre de traiter tout le lisier produit, et de l'installation de l'équipement pour l'utilisation du biogaz.)

La partie du système assurant la digestion fut mise au point en novembre 1980, et elle fonctionne à plein rendement depuis décembre 1980. La composante de récupération des protéines fut prête en mai 1981; elle fonctionne elle aussi à plein rendement depuis août 1981. Une description des installations ainsi qu'un résumé du rendement et des coûts pour la première année sont présentés dans les chapitres qui suivent, comme l'exige le contrat de RPF avec Environnement Canada. L'annexe A donne les modifications aux plans initiaux de Canviro.

1.2 Objectifs

Le grand objectif du projet consistait à construire et à expérimenter une installation prototype de grande taille de digestion anaérobie du lisier d'un parc d'engraissement de 5 000 bovins. Les objectifs particuliers étaient les suivants :

a) Construire l'installation de digestion anaérobie permettant de traiter 40 p. 100 du purin produit au parc d'engraissement. (À ce stade, l'utilisation de biogaz se limitait à alimenter en combustible la chaudière, mais la capacité de plusieurs composantes du système avait été prévue pour traiter 100 p. 100 du lisier, car pour une phase ultérieure du projet on envisageait de compléter l'installation de façon à pouvoir employer l'excédent de biogaz.)

b) Rapporter toutes les techniques et les difficultés rencontrées dans la mise en train de l'installation.

c) Évaluer le rendement du procédé sur une période de temps prolongée (12 mois), quant à la production de biogaz, à la stabilité chimique et à la récupération de protéines d'organismes monocellulaires.

d) Décrire en détail tous les problèmes de fonctionnement rencontrés au cours du programme d'expérimentation, et indiquer les mesures correctrices prises.

e) Déterminer les besoins d'énergie et la production nette d'énergie.

f) Évaluer l'efficacité des protéines récupérées comme nourriture complémentaire pour le bétail.
g) Évaluer l'incidence de l'installation de digestion anaérobie sur le système existant de traitement des déchets de RPF.
h) Déterminer le coût d'immobilisation et les frais d'exploitation et d'entretien pour la première année de fonctionnement de l'installation anaérobie.
i) Prévoir le coût d'immobilisation et les frais d'exploitation et d'entretien pour une installation semblable, mais ne comptant que 500 têtes de bétail.

2 DESCRIPTION DU PROCÉDÉ

Le système de digestion anaérobie de Rosiyn Park Farm Ltd. fut conçu pour compléter le système existant de traitement du lisier à la ferme (c'est-à-dire le traitement initial des matières solides/liquides, le compostage des matières solides, ainsi que le stockage et l'irrigation par aspersion des matières liquides). La figure 1 présente un schéma de l'installation. Le liquide provenant du premier décanteur (à axe horizontal, 183 cm x 91 cm, faible vitesse, 0,45 m^3/mn, de Bird Machinery Co. Ltd.), s'écoule par gravité jusqu'à un réservoir de stockage, et il est pompé de façon continue de là jusqu'au digesteur grâce à une pompe volumétrique à vis (Moyno) et à vitesse variable. La capacité d'alimentation variable donne assez de flexibilité pour permettre le fonctionnement du digesteur avec des temps de séjour allant de moins de 5 jours à plus de 50 (c'est-à-dire 0,009-0,15 m^3/mn). Un temps de séjour de 10 jours a permis d'obtenir la taille voulue pour les principaux constituants.

La digestion anaérobie s'est faite dans un réservoir en béton armé (de type silo, fermé hermétiquement) renfermant un volume actif de 636 m^3 (diamètre de 9,1 m; hauteur de 11 m). Le contenu du digesteur était agité par un mélangeur monté à sa partie supérieure, de type turbine, à puissance et vitesse de rotation peu élevées; ce mélangeur tournait à 8,3 tr/mn pour procurer une température uniforme dans tout le réservoir, et assurer le contact entre le produit de départ et les micro-organismes. L'installation de chicanes en bois traité sous pression permettait d'obtenir un mélange efficace. Le réservoir se trouvait enterré dans le sol à la profondeur maximale permise par le niveau des eaux souterraines et l'état du sol à cet endroit (2,1 m). L'isolation au-dessous du niveau du sol consistait en polystyrène expansé SM de 5,08 cm. Au-dessus du niveau du sol, l'isolation était en polystyrène expansé blanc de 5,08 cm, recouvert de tôle pour toiture n° 28. Le toit et la tuyauterie extérieure étaient isolés avec de la mousse de polyuréthane pulvérisée. Pour les mesures, le réservoir comportait plusieurs orifices d'échantillonnage sur les côtés et à la partie supérieure, un indicateur du niveau de liquide, et des trous d'homme sur les côtés et à la partie supérieure.

Le système était conçu pour fonctionner à une température soit thermophile (55-60 °C), soit mésophile (35 °C). La vapeur provenait d'une chaudière bicombustible de 60 kW, dont l'alimentation passait automatiquement du biogaz à une source auxiliaire de propane en cas de besoin.

La vapeur servait à porter le lisier à la température de fonctionnement du procédé avant son entrée dans le digesteur, par mélange de la vapeur et du lisier dans une enceinte à vapeur, conçue par Canviro. Pour compenser les pertes de chaleur par le digesteur, la vapeur était également injectée directement dans ce dernier de façon à maintenir la température de procédé.

Dans les conditions de fonctionnement de l'installation (absence d'oxygène, température élevée, court temps de séjour, et excellent contact entre les micro-organismes et le produit de départ), une production optimale de biogaz était possible par les micro-organismes; ces derniers étaient récupérés ultérieurement dans l'effluent du digesteur sous forme de protéines d'organismes monocellulaires.

Le biogaz (principalement du méthane et du bioxyde de carbone avec les traces d'autres gaz) était retiré de la partie supérieure du digesteur, refroidi dans un tuyau d'échange thermique entouré d'une gaine d'eau, puis envoyé à travers: a) un piège à sédiments et gouttes pour éliminer les particules abrasives et l'eau; b) un compteur à gaz pour mesurer la production; c) une soufflerie pour envoyer le gaz dans des réservoirs de stockage en acier à une pression de 6,9 à 34,5 kPa. Le biogaz s'écoulait automatiquement vers la chaudière selon la demande.

RPF reçut de l'équipement de sûreté (approuvé par l'ACNOR) pour le gaz, ainsi que des appareils de contrôle pour la pression et la température. Un système auxiliaire de combustible au propane était prévu pour la mise en train du système et pour les périodes de production insuffisante de biogaz. Lorsque la chaudière n'avait pas besoin d'être alimentée en biogaz, un système de torche conçu par Canviro brûlait l'excédent de ce gaz. Des recherches sur l'utilisation future de l'excédent de biogaz sont prévues au moment de l'extension du système. (Des applications comme combustible dans un sécheur de luzerne/maïs, d'un système pour la production de flocons de maïs, ou encore comme source d'énergie électrique semblent très prometteuses.)

L'effluent du digesteur était retiré du fond du réservoir et pompé directement vers l'unité de récupération de protéines, qui était un second décanteur centrifuge (Sharples, vitesse élevée, axe horizontal, 224 kW, 0,136 m^3/mn) avec un système de conditionnement polymérique. Le décanteur de récupération de protéines

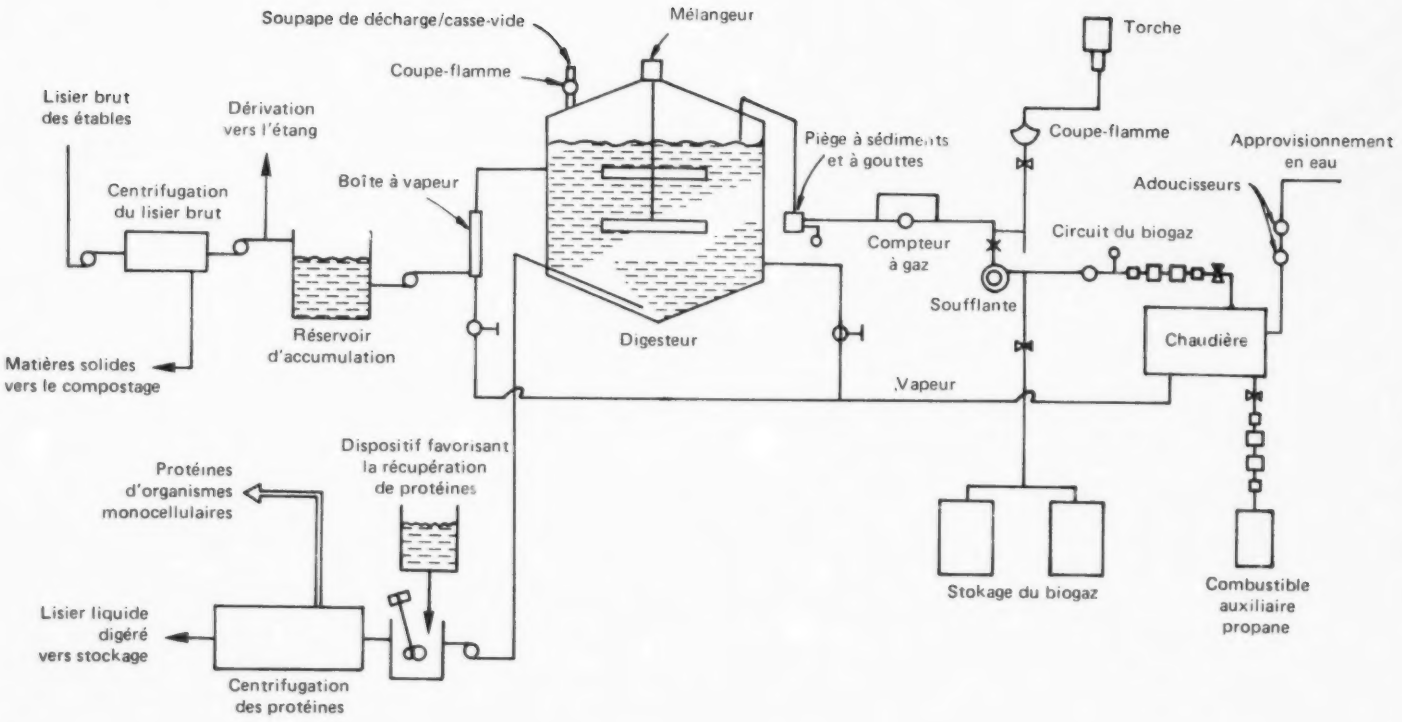

Figure 1. — Schéma de fonctionnement du système de digestion anaérobie de RPF pour la production de biogaz et la récupération de protéines d'organismes monocellulaires

et le dispositif de déshydratation des polymères furent spécialement choisis pour maximiser la récupération des POM sous forme de matières solides à partir de l'effluent du digesteur. Les POM étaient concentrées dans le gâteau de centrifugation d'une valeur initiale de 4 à 20 p. 100 environ en poids. Les protéines ainsi récupérées allaient au stockage en vue de l'aliment tion du bétail sous forme de ration protéinique complémentaire.

Le lisier issu du système de récupération des protéines était pompé dans le bassin de stockage creusé dans la terre, puis utilisé comme engrais dans l'irrigation par aspersion.

3 PARAMÈTRES DE CALCUL

Le tableau 1 présente sommairement les paramètres de calcul, utilisés pour le système de digestion anaérobie de RPF, selon les données du rapport d'étude. Plusieurs des principales composantes, comme l'ensemble de l'équipement de chauffage et de traitement des gaz, et le système de récupération des protéines, étaient en fait conçues pour une capacité de 100 p. 100 en prévision de la phase 2 (extension) lorsque tout le lisier produit à la ferme RPF serait traité (voir tableau 2).

Les normes de rendement présentées au tableau 1 étaient fondées sur des données obtenues au cours d'études précédentes en laboratoire et à l'échelle pilote, dans le domaine de la digestion anaérobie dans des conditions de fonctionnement thermophile (Hashimoto et coll., 1978; Varel et coll., 1977; et autres). Il existait très peu de données sur la production de protéines et l'aspect de la récupération au moment de l'établissement des paramètres de calcul (c.-à-d. Hashimoto et coll., 1978).

Les valeurs de calcul pour la digestion présentées au tableau 1 sont fondées sur les paramètres de calcul initiaux du rapport préparé pour Agriculture Canada par Rush Engineering Services Ltd. en 1980. Les données de calcul pour les protéines ont été obtenues pendant les études de digestion en laboratoire chez Canviro (Canviro Consultants Ltd., 1981); il n'existait auparavant que très peu de ces données.

Tableau 1
Paramètres de calcul et données de rendement pour le système de digestion anaérobie de RPF

Paramètres de calcul	Valeur de calcul
Nombre de bêtes	5 000
Débit de calcul du lisier – phase 1*	64 m^3/d
– phase 2	159 m^3/d
Charge en matières solides volatiles	4,5 kg/m^3/d
Temps de séjour hydraulique	10 d
Température – estivale ambiante	21 °C
– hivernale ambiante	- 7 °C
– estivale du lisier	16 °C
– hivernale du lisier	1 °C
– du procédé – thermophile	55 °C
– mésophile	35 °C
Taux de production du biogaz spécifique	0,30 m^3/kg de MSV ajoutées
Teneur en méthane du biogaz	65 p. cent en volume
Taux de récupération de POM	90 kg de gâteau humide/m^3 d'effluent centrifugé du digesteur
Teneur en matières solides des POM	20 p. cent (MS)
Teneur en protéines brutes des POM	33 p. cent (MS)

*Phase 1: 40 p. cent du lisier traité
Phase 2: 100 p. cent du lisier traité

Tableau 2
Capacité théorique des principales composantes du système de digestion anaérobie de RPF

Composante	Pourcentage* de déchets traités
Système de traitement de l'eau de chaudière	100
Préchauffage de l'eau de chaudière et système de contrôle	100
Chaudière et circuit pour le gaz	100
Système d'alimentation en lisier	100
Système de chauffage à la vapeur	100
Prélèvement de biogaz et dispositifs de sûreté	100
Stockage de biogaz	40
Réservoir et mélangeur de digestion	40
Système de récupération des POM	100
Commandes et appareils de mesure	100
Système d'utilisation du biogaz (pour combustible de chaudière seulement)	10

*L'installation expérimentale de RPF, partiellement financée par le programme DRECT (phase 1 de l'installation complète), a été conçue pour traiter 40 p. 100 de la production quotidienne de lisier.

4 CONSTRUCTION ET MISE EN TRAIN

L'excavation et les travaux de construction de l'unité expérimentale commencèrent en septembre 1979. La construction du réservoir démarra à la fin de novembre; les fondations et la dalle du plancher furent terminées avant le gel. Toutes les commandes d'équipement furent faites en hiver, et la construction put reprendre en avril 1980. Aucun problème majeur n'apparut pendant la construction et l'installation de l'équipement. La plupart des composantes étaient prêtes à fonctionner dès septembre 1980, et la mise en train des éléments mécaniques et électriques eut lieu vers la fin de septembre 1980.

La mise en train du procédé se situa pendant la troisième semaine de novembre 1980, lorsque le digesteur reçut 227 m^3 de boues d'épuration municipale, digérées et non chauffées, provenant d'installations de traitement des déchets de la région de Kitchener, ainsi que 45 m^3 de lisier centrifugé. Le 24 novembre 1980, le mélangeur fut mis en service et on injecta de la vapeur directement dans le digesteur pour élever la température du contenu du réservoir à 55 ^{o}C. Il n'y eut aucune autre addition de lisier avant 5 jours, période après laquelle 182 m^3 de boues d'épuration municipale furent introduites à travers la boîte à vapeur (ce qui fit passer la température à 55 ^{o}C) dans le digesteur. Par la suite, le digesteur reçut du lisier centrifugé pour un temps de séjour de 40 jours, le réservoir étant rempli jusqu'au niveau de fonctionnement. Le taux de charge pendant la mise en train fut ensuite déterminé en fonction de la stabilité chimique du digesteur; on augmentait la charge aussi longtemps que le système n'accusait pas d'accroissement de la teneur en acides volatils, ni de diminution de la production ou de la qualité du gaz.

Le procédé biologique lui-même n'entraîna aucun problème pendant la mise en train. Cependant, comme on peut s'y attendre avec la mise en oeuvre de nouvelles techniques, il y eut certaines difficultés de fonctionnement.

a) En raison de retards dans la livraison de certaines pièces d'équipement de sûreté relatif au biogaz, le méthane produit ne put être utilisé dans la chaudière avant le 24 décembre 1980; le passage automatique du méthane au propane ne fut possible qu'après le 17 janvier 1981.

b) Un problème imprévu surgit en raison de la saison de mise en marche de l'installation. L'hiver 1980-81 fut extrêmement froid; lorsque la chaudière passa en régime de grande combustion au propane, la décompression rapide d'une quantité élevée de ce gaz à travers la soupape régulatrice de pression eut comme effet de la boucher par congélation. Cela entraîna la coupure automatique de l'alimentation en combustible de la chaudière, et la fermeture de celle-ci jusqu'au dégel de la soupape le lendemain matin. La situation fut partiellement corrigée par l'addition de réservoirs de propane auxiliaires au système, d'où un accroissement du volume total de propane et une diminution de la différence de pression qui était à l'origine de la congélation dans la soupape. Ces difficultés auraient pu être évitées si la mise en marche de l'installation avait eu lieu en été ou en automne.

c) Au départ, le système de la chaudière connut quelques problèmes mécaniques mineurs, dus à des relais et à des contacts électriques défectueux. Il y eut également des difficultés avec certains clapets de retenue du circuit gazeux. Le remplacement des pièces d'équipement défectueuses par des pièces plus fiables mit un terme à ces ennuis.

Le procédé était considéré comme pleinement opératoire dès le 19 janvier. Les premières 12 semaines (soit du 19 janvier au 12 avril) de fonctionnement furent financées par Agriculture Canada. Les 37 autres semaines (13 avril au 27 décembre) furent financées par contrat dans le cadre du programme DRECT.

5 RÉSULTATS DU PROGRAMME D'ÉTUDE DU RENDEMENT, D'UNE DURÉE D'UN AN

5.1 Vue d'ensemble

Le système de digestion anaérobie de RPF fut évalué tant du point de vue du rendement du procédé de digestion (c.-à-d. stabilité des paramètres physiques/chimiques, production et qualité du biogaz), que de l'efficacité de la récupération des protéines (c.-à-d. capacité de récupération et qualité des POM). Bien que la conception initiale et les paramètres de calcul du système aient été adoptés en fonction du procédé thermophile, plusieurs facteurs militèrent, après 6 mois à 55 °C, en faveur de l'adoption du procédé mésophile (35 °C).

a) Les résultats de la 2e année d'une étude de digestion à l'échelle du laboratoire chez Canviro (Canviro Consultants Ltd., 1981) montraient que la production du gaz et la stabilité de la digestion thermophile du lisier de RPF se trouvaient améliorées par l'addition de petit lait comme source de carbone. Pendant les premiers mois de fonctionnement à l'échelle réelle, cette addition ne posa aucun problème: une fromagerie voisine disposait de petit lait en grande quantité. Cependant, l'approvisionnement devint irrégulier à mesure que l'été approchait, et sa qualité baissa rapidement par temps chaud. La baisse du pH, la diminution de la quantité de matières solides volatiles et l'augmentation de la teneur en acides volatils sont tous des facteurs qui rendirent beaucoup moins intéressant le petit lait comme source de carbone.

b) Les résultats d'une étude parallèle en laboratoire chez Canviro, la 3e année (Canviro Consultants Ltd., 1982), révélèrent qu'un temps de séjour de 10 jours était acceptable à 35 °C sans addition de petit lait au lisier de RPF. Dans les conditions mésophiles de l'étude en laboratoire, la capacité de récupération et la qualité des POM étaient équivalentes à ce qui avait été obtenu dans des conditions thermophiles. Le rendement global, du point de vue de la rentabilité, semblait meilleur avec le procédé mésophile.

c) RPF décida d'utiliser sur place toutes les protéines d'organismes monocellulaires plutôt que de les vendre comme complément alimentaire, perdant l'avantage d'une réduction plus efficace de l'élément pathogène à une température de digestion plus élevée (en effet, aucune autorisation alimentaire n'est nécessaire pour la nourriture produite et donnée sur place aux animaux).

d) Le procédé thermophile absorba remarquablement bien plusieurs fluctuations de température attribuables à des problèmes de chaudière, ainsi que la charge par à-coups due à la forte variabilité des caractéristiques du lisier de RPF; cependant, l'étude en cours en laboratoire révéla une meilleure stabilité du procédé à 35 °C. Avec l'apparition répétée de mousse dans le digesteur en juin, attribuable à la forte teneur en acides volatils du lisier brut, on saisit l'occasion pour obtenir des données comparatives sur les procédés thermophile et mésophile (particulièrement à la lumière de a) et b) ci-dessus).

Les caractéristiques du lisier brut étaient beaucoup plus fluctuantes pendant l'étude (et représentaient donc un facteur très important pour l'évaluation du rendement du procédé) que ce qui avait été prévu à partir des données obtenues par analyse pour l'année précédente. Deux problèmes particuliers influèrent sur le rendement du procédé: d'une part, la dilution du lisier (moins de 3 p. 100 de matières solides totales) pendant les périodes pluvieuses; d'autre part, un faible pH avec forte teneur du lisier en acides volatils, causé par le déversement du petit lait d'une fromagerie de l'endroit dans les fosses à lisier de l'étable par temps chaud. La figure 2 présente les variations du pH, ainsi que de la teneur en acides volatils et en matières solides totales du lisier brut.

Le rendement du digesteur et le taux de récupération de protéines pour les procédés thermophile et mésophile étaient mesurés selon l'échéancier résumé au tableau 3. Toutes les méthodes d'analyse ont été décrites en détail par Canviro Consultants Ltd. (1981).

Après juillet, la surveillance et le contrôle du procédé se firent moins stricts pour deux raisons. Premièrement, la fréquence de l'échantillonnage fut maintenue à un niveau plus élevé que celui qui avait été proposé pour la phase 1 de l'étude, les fonds prévus pour l'analyse s'épuisant très rapidement. Deuxièmement, on estimait qu'il était important de faire fonctionner le digesteur avec le moins de surveillance possible, en se rapprochant ainsi des conditions normales lorsque le personnel de Roslyn Park Farm Ltd. prendrait la relève. (Le personnel de RPF prit cette relève en septembre, et le système fonctionne parfaitement depuis cette date.)

Les essais de récupération de protéines consistaient en plusieurs séries d'études d'optimisation, destinées à mesurer les effets de la vitesse régressive, ainsi que du type et de la quantité de polymère sur l'efficacité du décanteur (voir 5.3 pour plus de détails).

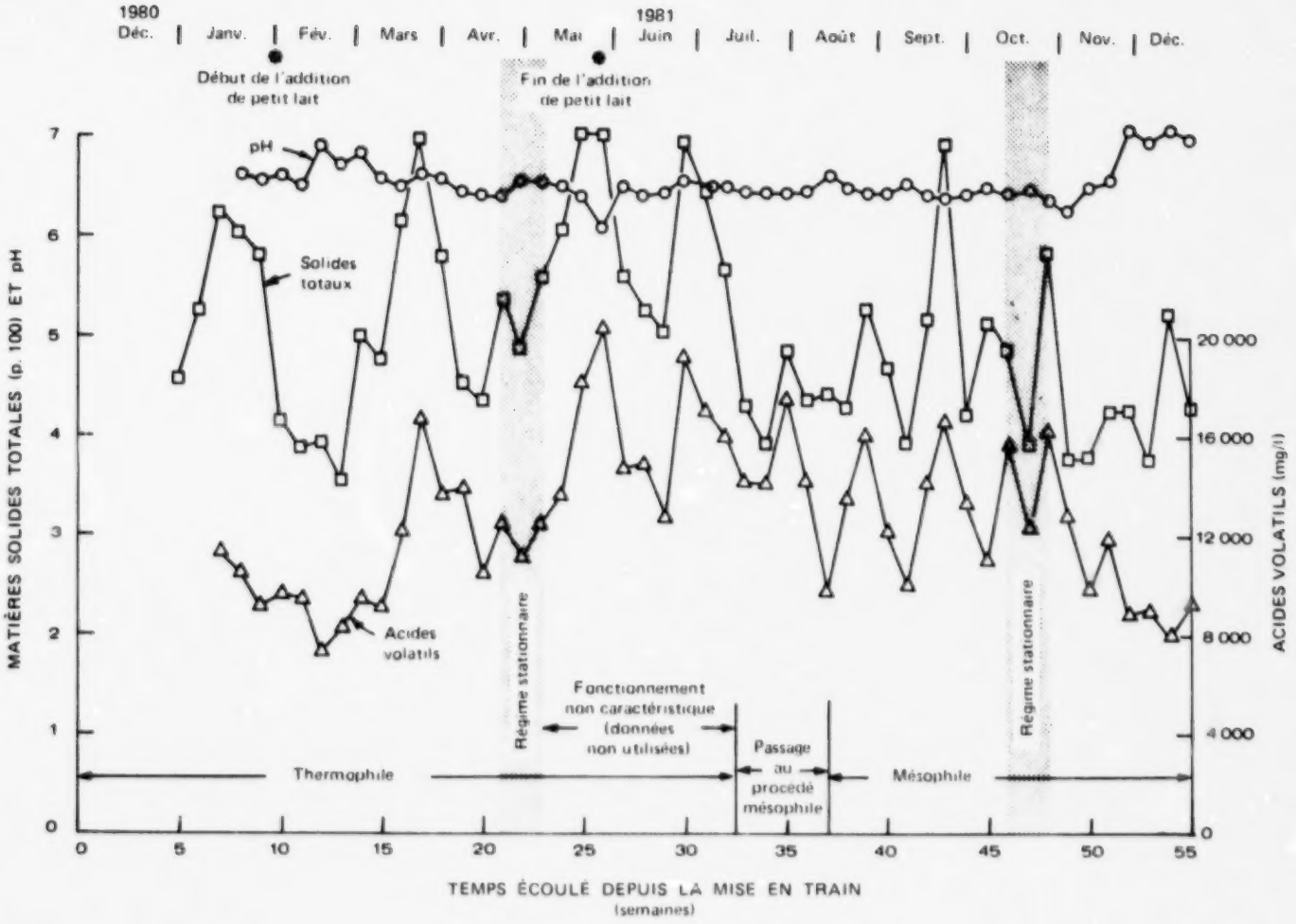

Figure 2. – Variabilité des caractéristiques du lisier de RPF au cours du projet d'expérimentation de digestion anaérobie

Tableau 3
Nombre d'échantillons prélevés et analysés hebdomadairement pendant le programme de mesures d'une durée d'un an avec le digesteur

	Échantillonnage intensif (20 nov. 1980 – 19 juillet 1981)			Échantillonnage réduit (20 juillet – 19 déc. 1981)	
Analyse	Entrée	Sortie	Petit lait	Entrée	Sortie
Matières solides totales	3 moyens*	3 moyens	3 moyens	1 moyen	1 ponct.
Matières solides volatiles	3 moyens	3 moyens	3 moyens	1 moyen	1 ponct.
pH	5 ponct.**	5 ponct.	1 ponct.	1 ponct.	1 ponct.
Acides volatils	1 ponct.	5 ponct.	1 ponct.	2 ponct.	2 ponct.
Alcalinité totale	1 ponct.	5 ponct.	1 ponct.	2 ponct.	2 ponct.
DCO	1 moyen	1 ponct.	1 moyen		1 ponct.
COT	1 moyen	1 ponct.			
ATK	1 moyen	1 ponct.			
NH_3-N	1 moyen	1 ponct.			1 ponct.
Biogaz		2 ponct.			1 ponct.

*Moyen : échantillon moyen
**Ponct. : échantillon ponctuel

Aux fins de comparaison du rendement de la digestion à 55 °C et à 35 °C, les données des semaines 24 à 36 ont été omises en raison de la qualité irrégulière du lisier et de la transition à 35 °C au cours de cette période. Le tableau 4 présente les résultats moyens de la digestion pour 14 semaines de fonctionnement thermophile (19 janvier au 18 avril) et pour 19 semaines de fonctionnement mésophile (10 août au 27 décembre). Une vue d'ensemble des paramètres de mesure les plus importants de la digestion, pour toute l'année, est présentée aux figures 3, 4 et 5. Comme le montrent ces figures, et comme on le verra en 5.2, des périodes à "régime stationnaire" furent choisies à chaque température de fonctionnement pour comparer les procédés de digestion thermophile et mésophile.

Tableau 4
Comparaison des procédés thermophile et mésophile de digestion anaérobie prolongée de lisier centrifugé

	Procédé thermophile (10e à 23e semaine)		Procédé mésophile (37e à 55e semaine)	
Paramètre	Lisier centrifugé et petit lait de fromagerie	Effluent	Lisier centrifugé	Effluent
Charge massique (kg de MSV/m^3/d)	2,37		2,66	
Temps de séjour (d)	18,3		14,1	
Matières solides totales (kg/m^3)	49,67	30,68	45,90	39,84
Matières solides volatiles (% du total)	72,3	59,0	68,3	62,0
pH	6,6 (lisier seulement)	7,9	6,9	7,8
Acides volatils (mg/l)	10 300 (lisier seulement)	3 160	12 000	4 790
Alcalinité totale (mg/l)	9 800 (lisier seulement)	9 170	10 100	11 000
AV/AB	5,56 (lisier seulement)	0,462	11,5	0,651
DCO (kg/m^3)	67,0	30,3	68,2	37,0
ATK (kg/m^3)	3,17	3,07	3,45	3,25
NH_3-N (kg//m^3)	1,62	1,83	1,84	2,15
Réduction des MSV (%)		45,0		25,0
Réduction de la DCO (%)		54,3		23,0
Production de biogaz (m^3/m^3/d)		1,25		0,853
Production de biogaz spécifique (m^3/kg de MSV ajouté)		0,526		0,337
Teneur en méthane (% en volume)		64,4		69,5

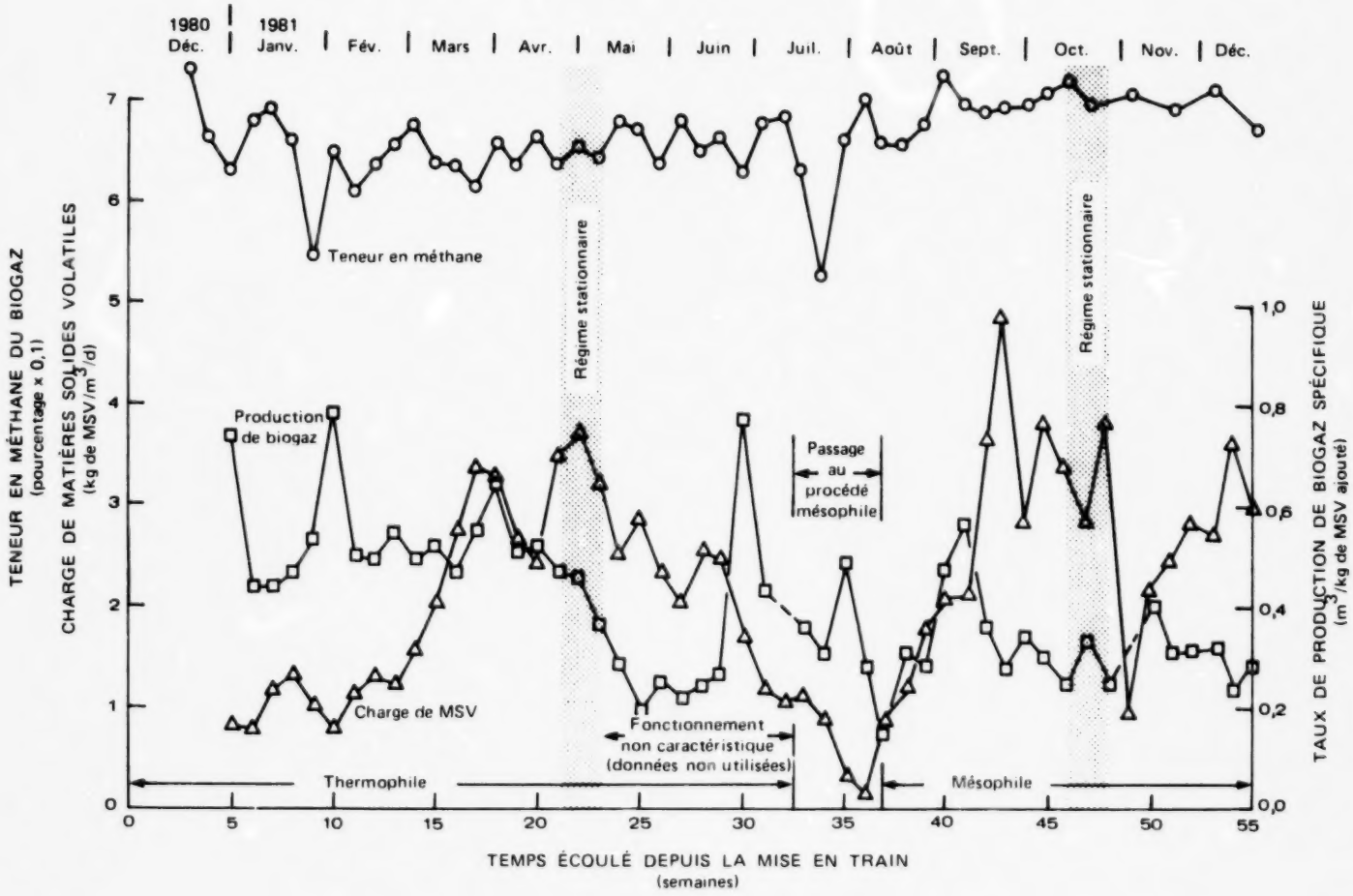

Figure 3. – Charge massique de MSV, taux de production et qualité du biogaz pendant la première année de fonctionnement du système de digestion anaérobie de RPF

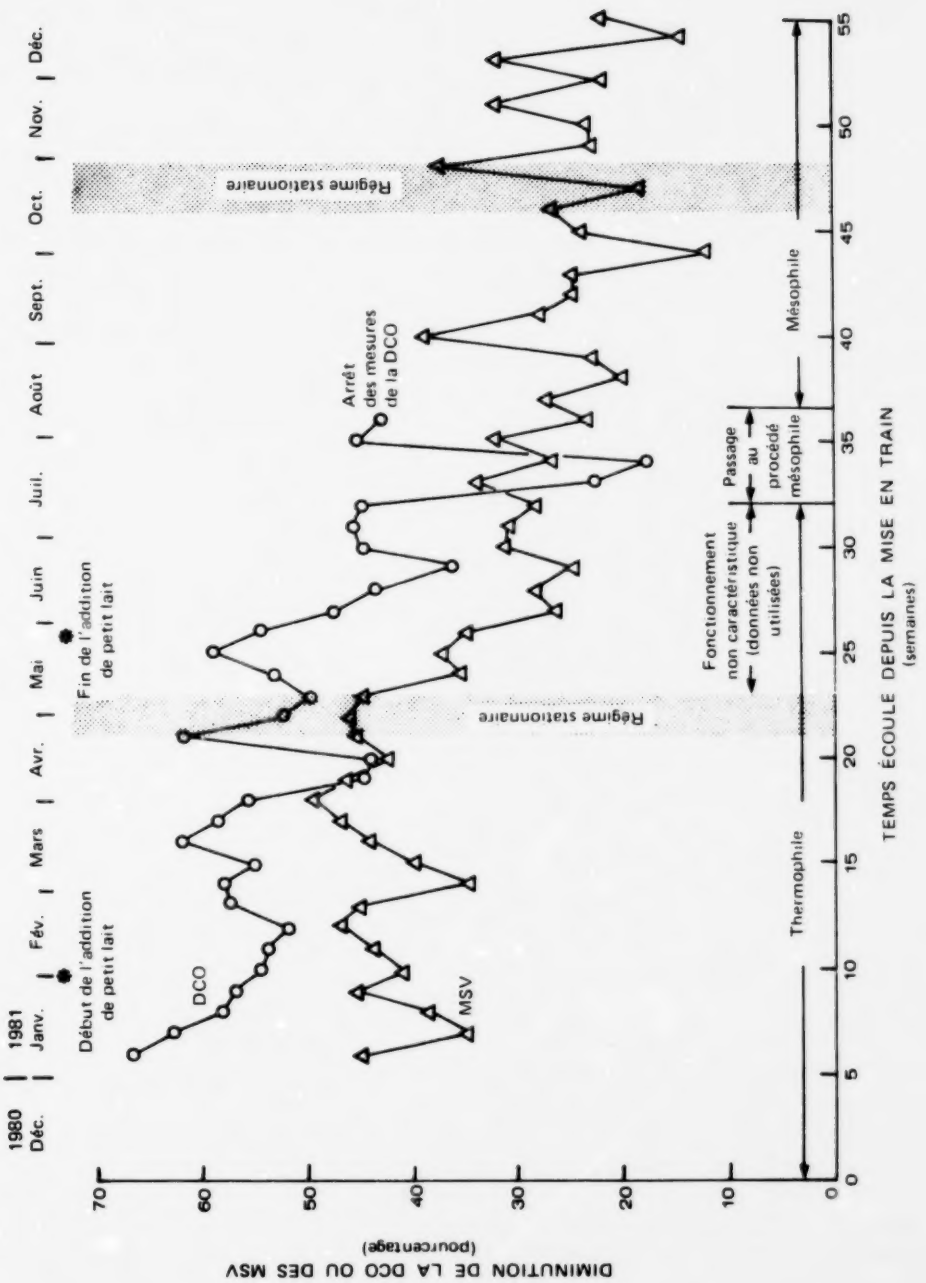

Figure 4. – Réduction de la DCO et de la quantité de matières solides volatiles pendant la première année de fonctionnement du système de digestion anérobie de RPF

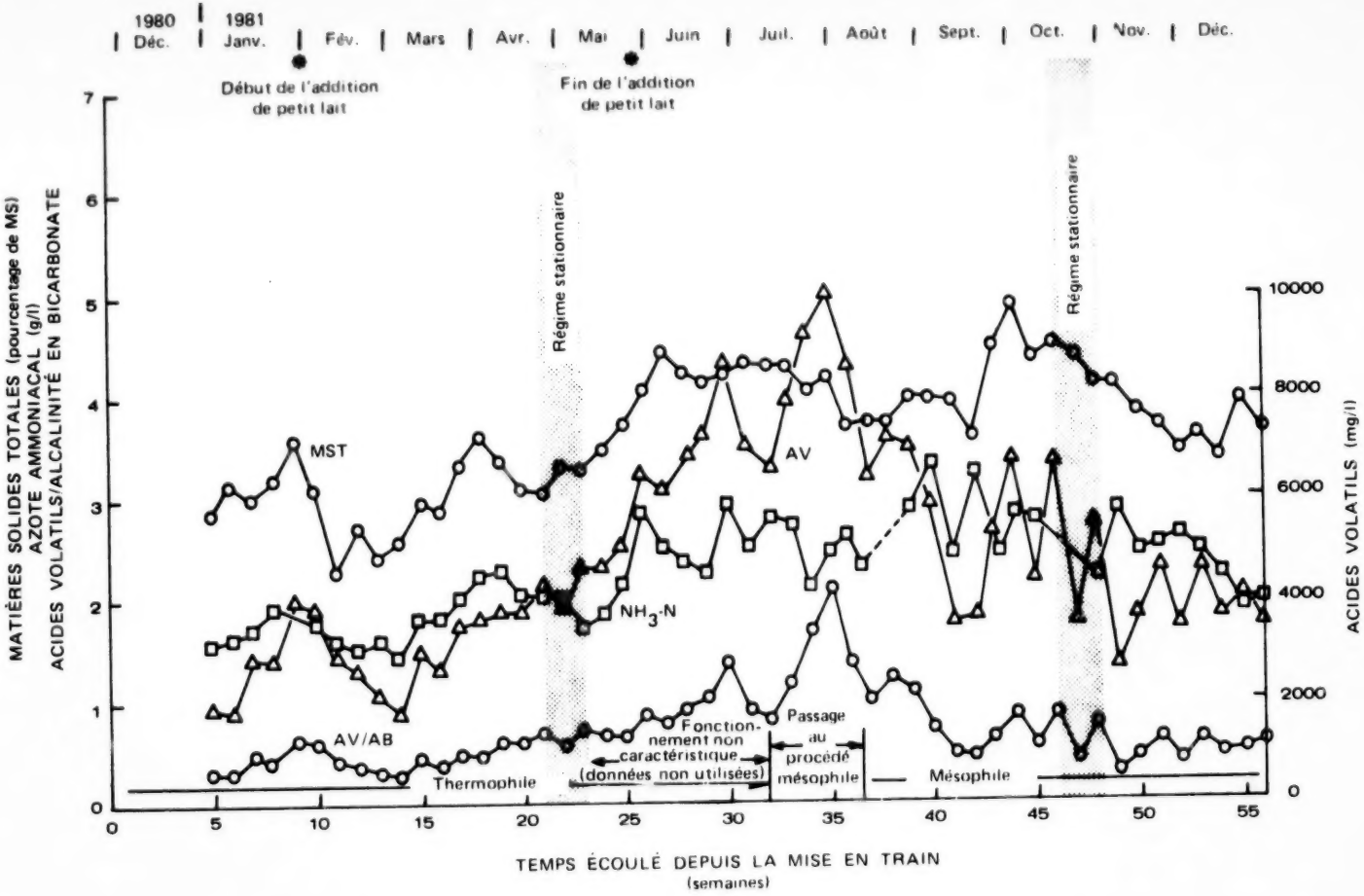

Figure 5. – Rendement concernant les paramètres chimiques et la teneur en matières solides totales de l'effluent du digesteur pendant la première année de fonctionnement du système de digestion anaérobie de RPF

Les charges organiques massiques étaient comparables pour les procédés thermophile et mésophile, soit respectivement 2,37 et 2,66 kg de MSV/m^3/d. Le temps de séjour moyen pendant le traitement mésophile (14,1 d) était sensiblement moindre que le temps correspondant pour le procédé thermophile, soit 18,3 d, car la teneur du lisier centrifugé en matières solides était moins élevée dans le traitement mésophile; de plus, la période d'obtention de données pour le procédé mésophile fut plus longue que celle correspondant aux données pour le procédé thermophile (un fonctionnement prolongé avec un temps de séjour théorique de 10 jours fut possible à 35 °C).

Les fluctuations dans la charge massique de MSV sont données à la figure 3. La teneur totale en matières solides du produit d'alimentation combinant lisier et petit lait pendant le procédé thermophile était en moyenne de 49,67 kg/m^3 (72,3 p. 100 de matières volatiles). La teneur en matières solides totales de l'effluent du digesteur atteignait 30,68 kg/m^3 (50,0 p. 100 de matières volatiles) durant cette période. La diminution moyenne de matières solides volatiles pour le produit d'alimentation combinant lisier et petit lait se chiffrait à 45,0 p. 100. En comparaison, les teneurs moyennes en matières solides totales dans le produit d'alimentation constitué de lisier centrifugé seulement, et dans l'effluent du digesteur, se chiffraient respectivement à 45,90 (68,3 p. 100 de matières volatiles) et à 39,84 kg/m^3 (62,0 p. 100 de matières volatiles). Par conséquent, dans le procédé mésophile, la réduction moyenne de MSV n'était que de 25,0 p. 100; soit sensiblement moins que la valeur correspondant au produit d'alimentation combiné petit lait/lisier du procédé thermophile. La réduction beaucoup plus élevée de MSV dans le procédé thermophile est principalement due à la présence de matières solides facilement biodégradables dans le petit lait. La réduction hebdomadaire de matières solides volatiles est indiquée à la figure 4. Une fois l'addition de petit lait interrompue (soit le 22 mai), le taux de diminution de MSV dans le traitement thermophile déclina jusqu'à la valeur moyenne de 25 p. 100, observée pour le procédé mésophile.

Les acides volatils dans le lisier centrifugé seul furent réduits de 10 300 à 3 160 mg/l pendant la période thermophile; l'alcalinité totale pendant la même période déclina d'une valeur moyenne de 9 800 mg/l dans le lisier d'alimentation à 9 170 mg/l dans l'effluent du digesteur. Les taux AV/AB dans le lisier d'alimentation et dans l'effluent du digesteur se chiffraient en moyenne, respectivement à 5,56 et 0, 462. La destruction des acides volatils dans le lisier d'alimentation entraîna une augmentation du pH de 6,6 à l'entrée jusqu'à 7,9 à la sortie; de même, les valeurs de pH du lisier d'alimentation et de l'effluent pendant le traitement mésophile étaient respectivement de 6,9 et de 7,8. Les acides volatils chutèrent de 12 000 mg/l dans le lisier d'alimentation à 4 790 mg/l dans l'effluent pendant la période mésophile. Les alcalinités à l'entrée et à la sortie (effluent) étaient, en moyenne, respectivement de 10 100 et 11 000 mg/l. Le taux AV/AB de 11,5 du lisier d'alimentation passa à 0,651 après le traitement mésophile. D'après ces chiffres, on peut dire que généralement les procédés thermophile (avec le petit lait) et mésophile permettaient tous deux de traiter le lisier d'alimentation avec la stabilité voulue. Une seule exception: la période à teneur en AV extrêmement élevée (20 000 mg/l) dans le lisier d'alimentation. Durant cette période, il fallait réduire le taux de charge pour éviter des perturbations dans le procédé à 55 °C. La figure 5 présente les données annuelles relatives aux teneurs en matières solides totales, en acides volatils, en azote ammoniacal et aux valeurs du rapport AV/AB.

Le rapport AV/AB s'est révélé être un paramètre de mesure très utile pour la stabilité du procédé de digestion anaérobie de RPF. Étant donné que l'alcalinité en bicarbonate représente la capacité-tampon réelle dans un digesteur, le rapport AV/AB pour un digesteur qui fonctionne bien devrait être inférieur à l'unité. C'était le cas dans les conditions de fonctionnement en régime stationnaire, tant thermophile que mésophile (tableau 6). Le rapport AV/AB comme paramètre de mesure a déjà été utilisé antérieurement (Canviro Consultants Ltd., 1981).

Pendant la période thermophile, la DCO a été réduite de 67,0 kg/m^3 dans le produit de départ à 30,3 kg/m^3 dans l'effluent, soit une baisse de 54,3 p. 100. Certaines données montrent que la diminution de la DCO pendant la période mésophile atteint environ 46 p. 100 dans le digesteur (soit de 68,2 à 37,0 kg/m^3). La quantité d'azote dans le système thermophile demeurait généralement constante, comme le montrent les teneurs à l'entrée et à la sortie, respectivement de 3,17 et 3,07 kg/m^3. La teneur en ammoniac augmentait durant la digestion. La teneur en ammoniac, de 1,62 kg/m^3 à l'entrée, passait à 1,83 kg/m^3 dans l'effluent (figure 5). Du point de vue statistique, cet écart était significatif au niveau de confiance de 95 p. 100. Des résultats semblables se retrouvent pour la période mésophile (tableau 4).

La production et l'utilisation de biogaz et la récupération de protéines pendant la première année de fonctionnement du système de digestion anaérobie de RPF sont résumées au tableau 5. Les premiers 6 mois se firent en régime thermophile, et de septembre à décembre on opta pour le mode mésophile. Les totaux mensuels montrent qu'il y a production d'un excédent de biogaz dans des conditions de fonctionnement normales. En de rares occasions, la chaudière a dû être alimentée au propane du fait de la forte dilution du lisier et, par conséquent, de la quantité insuffisante d'énergie produite. Une teneur en matières solides de 3,9-4,7 p. 100, selon la saison, était nécessaire pour la production d'une quantité de biogaz suffisante aux besoins de chauffage du système de digestion anaérobie.

La ferme RPF a récupéré des POM de façon régulière à partir du 20 août. Aujourd'hui, 90 à 100 tonnes de gâteau humide (18 à 20 tonnes de résidus protéiniques secs) sont récupérées chaque mois grâce au système existant (c.-à.-d. le système qui traite 40 p. 100 du lisier produit).

Le tableau 5 montre que les taux de récupération de protéines sont plus faibles en novembre que dans les autres mois. Plusieurs causes sont à l'origine de ce phénomène: a) l'installation de récupération des protéines avait été déplacée, et elle fut donc hors de service pendant 10 jours; b) le lisier fut dilué ce mois-là avec les eaux de précipitations et de ruissellement, ce qui a réduit la charge en matières solides pour les systèmes de digestion anaérobie et de récupération des protéines. L'effluent du digesteur (alimentant le décanteur pour la récupération des protéines) renfermait donc moins de matières solides, avec comme conséquence une récupération moindre de POM. Le fonctionnement du système a montré que la récupération de protéines est nettement meilleure lorsque la teneur en matières solides de l'effluent du digesteur est plus élevée. Le personnel de RPF a pris des mesures pour que le digesteur reçoive du lisier contenant davantage de matières solides que par le passé.

Dans l'ensemble, le système de récupération des protéines a mieux fonctionné que prévu. En 1982, la valeur de récupération des POM comme complément alimentaire s'est chiffrée à environ 84 000 $. L'extension du système en vue du traitement de 100 p. 100 du lisier est parfaitement justifiée si l'on considère la valeur anticipée de 209 000 $ des POM récupérées. C'est pour toutes ces raisons que le système de récupération de protéines de RPF a réussi, alors que la plupart des tentatives (sinon toutes) aux États-Unis ont échoué.

Tableau 5
Les rendements mensuels du système de digestion anaérobie de RPF

	Lisier traité		Biogaz produit		Biogaz requis pour chauffer le réservoir		Excédent de biogaz		Tonnes de POM récupérées	
Mois	m^3 (1)	% moyen de MS (2)	m^3 (2)	Teneur en CH_4 (2)	m^3 (1)	GJ (1)	m^3 (1)	GJ (1)	Gâteau humide (2)	Poids sec (1)
Janvier	562	5,59	9 793	64,2	8 769	187,94	1 024	21,95		
Février	637	3,88	11 350	63,9	10 165	216,85	1 184	25,27		
Mars	1 211	5,73	27 620	64,1	17 530	375,13	10 090	215,91		
Avril	1 603	4,99	31 690	65,3	22 344	487,09	9 346	203,75		
Mai	1 274	6,45	21 100	66,0	14 936	328,60	6 164	135,6		
Juin	1 017	5,75	11 210	65,7	10 540	231,17	670	14,70		
Juillet	500	5,05	6 512	63,8	Passage au procédé mésophile					
Août	734	4,61	6 021	67,6					12,6*	2,5
Septembre	1 731	5,19	24 910	70,3	8 294	194,66	16 616	390,0	90,7	18,1
Octobre	2 027	4,82	21 120	70,9	14 675	347,35	6 445	152,56	98,0	19,6
Novembre	1 412	4,20	18 040	70,8	10 529	248,87	7 511	177,52	45,6	9,1
Décembre	2 014	4,39	18 500	68,7	17 161	393,58	1 339	30,72	97,2	19,4

*20 - 31 août
(1) Valeurs calculées
(2) Valeurs mesurées

5.2 Résultats en régime stationnaire

On a comparé deux périodes de fonctionnement stable du système, avec le temps de séjour calculé (env. 10 jours), selon les procédés thermophile et mésophile. Dans la phase thermophile, une période de 3 semaines fut choisie avec un temps de séjour hydraulique se situant entre 10,0 et 11,7 jours. Pendant les 3 semaines précédentes, le temps de séjour avait également été de moins de 13 jours. Pour l'évaluation du procédé mésophile, une période de 3 semaines fut choisie avec un temps de séjour de 9,7 jours, après que le digesteur eut fonctionné pendant trois temps de séjour hydraulique. Les résultats moyens pour ces deux périodes sont résumés au tableau 6. Aux figures 3, 4 et 5, la période thermophile en régime stationnaire correspond aux semaines 21 à 23 inclusivement, et la période mésophile aux semaines 46 à 48 inclusivement.

Les taux de charge en MSV (figure 3) étaient semblables pour les deux périodes à l'étude, tout comme les temps de séjour hydraulique. Les taux de charge pour les deux périodes en régime stationnaire (tableau 6) étaient sensiblement plus élevés que les valeurs moyennes déterminées pour l'ensemble de chaque période (tableau 4). Le substrat du produit d'alimentation pendant la période thermophile (constitué de 75 p. 100 de lisier centrifugé et de 25 p. 100 de petit lait) était plus riche en matières solides volatiles que le lisier centrifugé de la période mésophile (soit 75 et 70 p. 100 de MSV respectivement dans les opérations thermophile et mésophile), même si les teneurs en matières solides totales étaient presque identiques. La teneur élevée en matières volatiles du petit lait expliquait l'écart dans les teneurs en matières solides volatiles du produit d'alimentation.

Les teneurs en acides volatils et l'alcalinité du lisier centrifugé ne variaient pas beaucoup d'une période à l'autre. Les teneurs moyennes en acides volatils des produits d'alimentation étaient respectivement de 12 000 et de 15 000 mg/l dans les phases thermophile et mésophile. Cependant, il y avait une différence très nette dans la capacité tampon des produits d'alimentation. L'alcalinité en bicarbonate (agent tampon) était très faible pendant la période mésophile, d'où un rapport AV/AB de 20,8, comparativement à 7,1 aux températures plus élevées. L'insensibilité du pH aux variations de la capacité tampon du lisier centrifugé apparaît au tableau 6,

Tableau 6

Comparaison des procédés thermophile et mésophile de digestion anaérobie, en régime stationnaire, de lisier centrifugé

	Procédé thermophile (21^{e} à 23^{e} semaine)		Procédé mésophile (46^{e} à 48^{e} semaine)	
Paramètre	Lisier centrifugé et petit lait de fromagerie	Effluent	Lisier centrifugé	Effluent
Charge massique (kg de MSV/m^3/d)	3,70		3,41	
Temps de séjour (d)	10,5		9,7	
Matières solides totales (kg/m^3)	50,5	32,2	47,4	43,6
Matières solides volatiles (% du total)	75,4	62,5	69,8	64,5
pH	6,5 (lisier seulement)	7,8	6,4	7,8
Acides volatils (mg/l)	10 020 (lisier seulement)	4 190	14 910	5 230
Alcalinité totale (mg/l)	10 390 (lisier seulement)	9 580	11 410	11 760
AV/AB	7,11 (lisier seulement)	0,638	20,8	0,65
DCO (kg/m^3)	73,7	31,6	non mesuré	non mesuré
ATK (kg/m^3)	3,20	3,19	non mesuré	non mesuré
NH_3-N (kg/m^3)	1,55	1,90	non mesuré	2,61
Réduction des MSV (%)		45,5		27,7
Réduction de la DCO (%)		54,7		non mesuré
Production de biogaz (m^3/m^3/d)		1,641		0,914
Production de biogaz spécifique (m^3/kg de MSV ajouté)		0,444		0,293
Teneur en méthane (% en volume)		64,6		71,2

où des valeurs moyennes de pH de 6,5 et 6,4 furent observées respectivement en régimes thermophile et mésophile. Bien que le procédé de digestion ait été plus sensible aux perturbations à mesure que le rapport AV/AB augmentait, l'opération mésophile permettait de traiter de façon très stable le lisier de faible capacité tampon.

Une étude comparative des valeurs de la DCO, d'ATK et de NH_3 ne fut pas possible en raison du programme de mesures restreintes pendant la période mésophile. Les valeurs moyennes pour ces paramètres du produit d'alimentation combiné petit lait/lisier de la phase thermophile en régime stationnaire sont présentées au tableau 6.

À de nombreux égards, les effluents produits selon les deux différents modes thermiques étaient semblables. Les fractions de MSV se chiffraient à 62,5 et 64,5 p. 100; les valeurs de pH étaient toutes deux de 7,8; les teneurs en acides volatils, de 4 200 et 5 200 mg/l; et les rapports AV/AB, de 0,64 et 0,65 respectivement pour les modes thermophile et mésophile. On notait un écart très sensible entre les teneurs en matières solides totales des effluents du digesteur. Dans le procédé thermophile, la teneur en matières solides totales se trouvait réduite de 50 kg/m^3 pour le produit d'alimentation à 32 kg/m^3 après une période de séjour de 10,5 d. Cependant, dans le traitement mésophile, la teneur en matières solides totales était abaissée de 47,4 kg/m^3 pour le produit d'alimentation à 43,6 kg/m^3 pour l'effluent après un temps de séjour de 9,7 d. La forte réduction quantitative de matières solides dans le procédé thermophile était due à la présence de petit lait, avec sa forte teneur en matières solides facilement biodégradables. Par étude comparative de la réduction quantitative de MSV pour ces deux périodes (tableau 6 et figure 5), il apparaît clairement que la présence de petit lait a conduit à une réduction beaucoup plus élevée des MSV (45 p. 100) au cours de la phase thermophile, que celle qui avait été obtenue avec le lisier seul (25 p. 100) dans le traitement mésophile. L'addition de petit lait, aux températures mésophiles, entraînerait presque certainement une réduction sensiblement plus élevée de la quantité de MSV, si l'on se fonde sur des études antérieures faites en laboratoire par Canviro (Canviro Consultants Ltd., 1981). Dans des fermenteurs de 25 l disposés en parallèle, le lisier de boeuf centrifugé, avec comme complément du petit lait, accusait des réductions sensiblement plus élevées de MSV, une teneur plus forte en méthane du biogaz et, sauf dans un cas, une production plus grande de biogaz spécifique, aux températures tant thermophiles que mésophiles, même si le taux de charge était trois fois plus élevé avec le complément au petit lait que sans ce dernier. Le tableau 7 résume les résultats significatifs de cette étude en laboratoire.

Tableau 7
Résultats d'études en laboratoire sur la digestion anaérobie de lisier centrifugé de RPF

Digesteur n°	Procédé	Charge de MSV (kg/m^3/d)	Réduction de MSV (%)	Production de biogaz spécifique (m^3/kg de MSV ajouté)	Teneur en méthane (%)
1	Thermophile	1,88	33,1	0,203	52,9
2	Thermophile	1,45	33,4	0,302	54,0
3	Thermophile et petit lait	4,94	47,4	0,378	63,0
4	Mésophile	1,45	36,7	0,431	61,9
5	Mésophile et petit lait	4,16	50,7	0,421	65,7
6	Mésophile	2,61	32,3	0,301	61,6

Les teneurs en azote ammoniacal étaient sensiblement différentes d'un mode à l'autre, comme le montrent le tableau 6 et la figure 5. En mode mésophile, la teneur moyenne en azote ammoniacal, soit 2,61 kg/m^3, était sensiblement plus élevée que la teneur moyenne observée, soit 1,90 kg/m^3, en mode thermophile. La dilution du lisier centrifugé avec le petit lait pourrait en grande partie expliquer la teneur plus faible en azote à 55 °C. Il n'a pas été possible de déterminer si la différence de teneur était due aux changements dans l'apport d'azote ou à la dilution, en raison de l'absence de données relatives à la teneur en azote ammoniacal du produit d'alimentation pendant la période mésophile.

La production de biogaz et celle de biogaz spécifique étaient sensiblement plus élevées durant la période thermophile, comparativement au traitement mésophile (voir tableau 6). Ces taux de production plus élevés résultaient directement de la plus forte réduction de MSV avec le complément au petit lait. La teneur en méthane du biogaz était plus élevée en mode mésophile que thermophile, soit respectivement 71,2 et 64,6 p. 100 en volume. Dans les deux cas, la qualité du biogaz était parfaitement satisfaisante pour alimenter la chaudière.

5.3 Récupération et utilisation des protéines d'organismes monocellulaires (POM)

5.3.1 Récupération. – Des essais de déshydratation par centrifugation de l'effluent du digesteur ont été effectués en vue d'optimiser la récupération de protéines par centrifugation. Dans les premiers essais, on a fait appel à un décanteur centrifuge Sharples* P600 à l'échelle pilote, pour déterminer les effets des variables de fonctionnement de la machine sur la récupération de matières solides totales. Cette première série d'essais montra qu'il était nécessaire de disposer d'une vitesse élevée de centrifugation (grande force de gravité) pour le traitement de l'effluent du digesteur, et qu'un système de vitesse régressive variable s'imposait pour un fonctionnement efficace de la machine.

Un décanteur centrifuge à disque éjectant les matières solides (Alpha-DeLaval*) fut également évalué lors de la phase initiale du programme d'essais de récupération de protéines. La récupération de gâteau solide (5-12 p. 100 de MS), tout comme celle de matières solides totales (42-70 p. 100), se révéla médiocre. Dans cette série d'essais, on constata que la machine n'éjectait pas assez rapidement les matières solides, en dépit d'un contenu en matières solides totales de 3,4 p. 100 dans le produit d'alimentation. Comme le système avait été conçu pour un contenu de 5 p. 100 en matières solides dans le produit d'alimentation, la machine fut définitivement rejetée.

Une série d'essais d'optimisation fut ensuite entreprise avec un décanteur centrifuge Sharples* PM50000, à axe horizontal, de grandeur réelle. La dose de polymère, la vitesse (régressive) du racleur et la teneur en matières solides du produit d'alimentation étaient les principales variables examinées. Le tableau 8 résume les résultats de ces essais d'optimisation quant à la récupération des matières solides. Dans les essais de déshydratation, l'emploi d'un polymère se révéla indispensable, car il augmentait le taux de récupération de matières solides et donnait des gâteaux à teneur plus forte en matières solides. De tous les polymères essayés, ce sont le Praestol 429K et le Percol 757, à des doses de 2,5 kg/t de MS traitées, qui donnaient les gâteaux les plus secs et permettaient de récupérer le plus de matières solides. On choisit finalement le Percol 757 en raison de son coût moindre. L'acidification à l'acide phosphorique n'aboutit qu'à une récupération très médiocre de matières solides (moins de 3 p. 100). Une vitesse de rotation de 6 tr/mn se révéla plus efficace que 10 ou 18 tr/mn pour le taux de récupération de matières solides et de gâteaux secs.

Le tableau 9 renferme les données quotidiennes types pour le système de récupération de protéines fonctionnant à 100 p. 100. Généralement, le décanteur centrifuge recevait chaque jour 34 800 l d'effluent de digesteur, l'alimentation consistant en 40 530 mg/l de matières solides totales et 23 400 mg/l de protéines brutes. Les taux de récupération de matières solides et de protéines brutes pendant cette période se chiffraient en moyenne, respectivement à 14,59 et 3,67 kg/m^3 d'effluent de digesteur traité. Depuis cette étude poussée, le système de récupération de protéines a permis de traiter environ 65 m^3/d d'effluent de digesteur, avec des taux respectifs de récupération de matières solides et de protéines brutes d'environ 16 à 18 kg/m^3 et 6,4 à 7,2 kg/m^3 d'effluent de digesteur traité.

*La mention d'un nom commercial ne signifie pas que le produit est recommandé.

Tableau 8
Études d'optimisation de la récupération de protéines par le système de digestion anaérobie de RPF

Vitesse de centrifugation (tr/mn)	Type et dose de polymère (kg/t)	Matières solides totales initiales (% de MS)	Matières solides totales du centrat (% de MS)	Matières solides totales du gâteau (% de MS)	Taux de récupération de MST (%)
18	0	2,52	2,51	13,6	0,5
10	0	2,52	2,46	14,7	2,9
6	0	2,52	2,46	16,6	2,9
6	0	3,16	2,24	20,6	30,5
18	Praestol 429K à 2,5	3,16	1,79	17,6	48,3
10	2,5	3,16	1,52	17,7	56,8
6	2,5	3,16	1,50	20,8	56,6
6	2,5	2,52	1,35	18,2	50,1
6	1,5	2,52	1,80	16,5	32,1
6	0,75	2,52	1,85	17,1	29,8
18	Percol 757 à 2,5	3,16	1,73	16,4	50,6
10	2,5	3,16	1,68	19,7	51,2
6	2,5	3,16	1,44	20,3	58,6
10	Praestol K270FL à 2,5	3,16	2,11	17,7	37,7
6	2,5	3,16	1,79	19,6	47,7
6	Acide phosphorique (pH = 4,0)	3,16	3,10	17,0	2,30

Tous les tests ont été effectués avec un décanteur Sharples PM 50 000
Conditions de fonctionnement – Profondeur du bassin : maximale
– Débit (alimentation) : 0,136 m^3/mn
– Injection de polymère au niveau du décanteur

Tableau 9
Variation quotidienne type du taux de récupération de matières solides totales et de protéines brutes pendant le programme d'essais chez RPF (1981)*

Date	Volume centrifugé (l)	Teneur en MST de l'alimentation (mg/l)	Teneur en protéines brutes de l'alimentation (mg/l)	Récupération de MST (kg/1000 l traités)	Récupération de protéines brutes (kg/1000 l traités)
10 juin	32 700	41 000	23 750	12,39	3,04
11 juin	30 700	41 700	23 690	11,81	2,96
12 juin	40 270	41 000	23 375	12,48	2,78
16 juin	37 535	41 500	24 690	15,79	4,22
17 juin	39 585	40 000	22 280	18,27	4,55
18 juin	38 220	40 700	22 280	13,41	3,82
19 juin	24 570	37 800	23 750	17,98	4,36
Moyenne	34 800	40 500	23 400	14,59	3,67
Écart-type	5 316	1 320	866	2,73	0,74

*Tous les essais ont été effectués à 2,5 kg de polymère Percol 757 par tonne de MS, à un débit de 136 l/mn et à une vitesse de rotation de 6 tr/mn (décanteur centrifuge Sharples PM 50 000).

Le tableau 5 résume les données quantitatives pour les POM récupérées pendant la première année de fonctionnement. En général, de 90 à 100 tonnes de gâteau humide étaient récupérées de l'effluent du digesteur chaque mois, produits qui étaient recyclés comme nourriture pour le bétail.

5.3.2 Utilisation. – La composition nutritive des protéines d'organismes monocellulaires récupérées chez RPF est comparée à celles d'autres aliments classiques pour bétail au tableau 10. En poids sec, la teneur en protéines des POM est comparable à celle des drêches de brasserie, et sensiblement plus élevée que celle du maïs denté ou du maïs ensilé. Les teneurs en minéraux (comme le calcium, le phosphore et le magnésium) du gâteau de protéines récupérées chez RPF sont nettement plus élevées que celles d'autres produits alimentaires mentionnés au tableau 10. L'avantage potentiel d'une teneur plus élevée en agents minéraux est l'élimination de certains éléments alimentaires ou de prémélanges dans les rations habituelles du bétail. Cependant, l'analyse des coûts (chapitre 8) ne tient pas compte d'une baisse de la quantité de minéraux dans les rations du bétail, avec la diminution des dépenses que cela entraîne.

Dans l'essai initial d'alimentation (effectué par RPF), les protéines d'organismes monocellulaires (80 p. 100 d'humidité) furent mélangées et données comme nourriture à 100 bêtes en fin d'engraissement à un taux de 10,5 p. 100 de matières sèches dans leurs rations. Un second essai avec 200 génisses suivit immédiatement le premier. Ces génisses ne furent nourries qu'avec des POM et du maïs ensilé. Les résultats de ces premiers essais furent extrêmement encourageants; des rations ont maintenant été formulées, qui incorporent les POM à raison de 4 à 11 p. 100 des matières sèches, pour l'ensemble du troupeau de RPF. Ces rations sont données au bétail depuis la mi-septembre 1981.

Les résultats de ces essais d'alimentation montrent que les POM peuvent servir à nourrir efficacement les bovins. Ce type de protéines a été employé avec succès pour nourrir du bétail de poids moyen à lourd, en fin d'engraissement, et comme seule source de protéines dans les rations de croissance pour le nouveau bétail de reproduction. Elles peuvent aussi être utilisées comme seule source de protéines dans les rations d'entretien de troupeaux de gros bétail, et comme source acceptable et suffisante de protéines dans les rations de porcs châtrés et de bétail laitier. Mais, il faudra encore effectuer d'autres expériences dans d'autres secteurs d'exploitation agricole.

Tableau 10

Comparaison entre les protéines d'organismes monocellulaires récupérées et les rations alimentaires habituelles du bétail

Analyse	POM	Farine de soya*	Maïs denté*	Maïs ensilé	Drêches de brasserie séchées
Teneur en humidité (%)	81,1 (1,14)	11,0	11,0	72,0	8,0
Protéines brutes	31,2 (1,96)	49,0	10,0	8,4	28,1
Fibre brute	9,6	6,7	2,2	26,3	16,3
Graisses	8,1				
Cendres	30,0				
Calcium	6,21	0,36	0,02	0,28	0,29
Phosphore	2,51	0,75	0,35	0,21	0,54
Magnésium	2,10	0,30		0,18	0,15
Potassium	1,12	1,9		0,95	0,09
Cobalt	0,0011	0,002			0,0001
Cuivre	0,0074	0,02			0,022
Fer	0,57	0,018	0,002		0,027
Manganèse	0,027	0,036			0,041
Sodium	0,66	0,27			0,28
Zinc	0,031				

La teneur en humidité et la valeur en protéines brutes des POM de RPF sont données sous forme de moyenne (écart-type).
Nombre d'échantillons pour les analyses de POM : Teneur en humidité et PC, n = 34; tous les autres, n = 3.
Toutes les valeurs sont en pourcentage de matières sèches, excepté la teneur en humidité
*Source : *Nutrient Requirements of Beef Cattle*, 5e éd., National Academy of Sciences (1976).

Le polymère choisi comme agent de déshydratation (c'est-à-dire le Percol 757) n'a pas été approuvé par Santé et Bien-être social Canada comme polymère de qualité alimentaire. Cependant, étant donné que le Percol 757 est un polyacrylamide, il possède la même formulation chimique de base que beaucoup d'autres polymères de qualité alimentaire. La notion de qualité alimentaire n'a jusqu'ici été utilisée que pour les polymères entrant dans la composition d'aliments pour l'homme; l'introduction de ce polymère dans les aliments pour bétail est parfaitement acceptable aux yeux des responsables de la santé.

5.4 Production et conservation du biogaz

5.4.1 Production. – La production de biogaz a été mesurée quotidiennement à l'aide d'un compteur à gaz (à turbine) en vue de pouvoir évaluer le rendement du procédé. La production de ce gaz pendant la première année de fonctionnement s'est chiffrée à 214 000 m^3; le tableau 5 présente sommairement les totaux mensuels. La figure 3 donne les taux de production de biogaz spécifique durant la première année de fonctionnement du système.

La production volumétrique et celle du biogaz spécifique étaient toutes deux plus élevées pendant la période thermophile. La production volumétrique se chiffrait en moyenne à 1,25 m^3 de biogaz par m^3 de volume de digesteur par jour (ou 0,526 m^3 de biogaz par kg de MSV ajouté par jour) aux températures thermophiles (voir tableau 4). Le taux de production de biogaz ne baissa qu'à 0,853 $m^3/m^3/d$ (ou 0,337 m^3/kg de MSV ajouté) après passage au mode mésophile. La différence dans la production de biogaz est attribuable à l'écart dans la réduction de la quantité de MSV observé pour les deux périodes (voir tableau 6). Les teneurs en méthane du biogaz, produit selon les modes thermophile et mésophile, étaient respectivement de 64,4 et 69,5 p. 100 en volume (voir figure 3). La qualité moyenne du biogaz des deux périodes était parfaitement satisfaisante pour le fonctionnement de la chaudière. La production et la qualité du biogaz pendant les périodes de régime stationnaire concordaient étroitement avec les valeurs moyennes calculées pour l'ensemble de chaque période.

Les données relatives au biogaz, provenant de la présente étude et d'autres recherches portant sur le lisier de boeuf, sont résumées au tableau 11. Lors de l'essai thermophile, à la grandeur réelle, chez RPF, le taux de production de biogaz spécifique se chiffrait à 0,44 l/g de MSV ajouté, avec un taux d'alimentation, comportant du petit lait, de 3,70 g de MSV/l/d (9,7 de séjour hydraulique). Lors d'essais en laboratoire, un taux d'alimentation de 3,0 g de MSV/l/d a permis une production de biogaz de 0,35 l/g de MSV ajouté. Généralement, les résultats à l'échelle réelle concordaient bien avec les taux de production de biogaz obtenus lors d'études récentes en laboratoire (Canviro Consultants Ltd., 1981, 1982), ce qui montre qu'une extrapolation directe à partir des données de digestion en laboratoire est possible avec le même type de mélange.

Le taux de production de biogaz spécifique par digestion de lisier centrifugé et de petit lait selon le mode thermophile se chiffrait à 0,38-0,41 l/g de MSV ajouté à des taux d'alimentation de 2,50-4,94 g de MSV/l/d (tableau 11). De même, dans la digestion mésophile de lisier de boeuf centrifugé, une alimentation de 2,61 g de MSV/l/d produisait du gaz à un taux de 0,30 l/g de MSV ajouté. Les résultats d'études par d'autres chercheurs, résumés au tableau 11, sont tout à fait comparables à ceux qui ont été obtenus à l'échelle réelle et en laboratoire par Canviro.

5.4.2 Stockage. – La conservation du gaz pourrait se faire au moyen d'un système de type "sac" flexible, sous basse pression. Ce sac serait par exemple en polyéthylène de masse spécifique élevée, de 1 mm d'épaisseur. Soudé thermiquement à l'atelier, il serait expédié avec les raccords et les tuyaux, en une seule pièce, pour utilisation sur place. Une installation de stockage de 290 m^3, avec un diamètre de 5,5 m et une longueur de 12,2 m, coûterait environ 4 000 $ (prix de juin 1981).

Il est conseillé d'utiliser un système de stockage sous faible pression, en raison du coût élevé d'un réservoir en acier, nécessitant un compresseur plus puissant et des tuyaux plus résistants. De plus, les frais d'entretien sont minimes pour le système à sac.

La capacité de stockage de gaz doit suffire pour une durée de fonctionnement de 1 jour. RPF utilise actuellement deux réservoirs cylindriques en acier de 23 m^3 chacun; mais il faudra un volume supplémentaire de stockage lorsque l'installation sera agrandie pour traiter 100 p. 100 du lisier produit. Avec le taux de production de gaz à régime stationnaire et des besoins énergétiques estimatifs correspondant au système de RPF à l'échelle réelle, on évalue à 1 024 m^3 la capacité maximale de stockage requise.

Tableau 11
Comparaison entre différentes productions de biogaz spécifique par digestion anaérobie de lisier de bovins

Lisier de boeuf	Description	Température (°C)	Charge massique (g de MSV/l/d)	Production de biogaz spécifique (l/g de MSV ajouté)
Centrifugé; petit lait	Présente étude: 13,5 d de TSH	55	3,70	0,44
Centrifugé	9,7 d de TSH	35	3,41	0,29
Centrifugé; petit lait	Canviro Consultants (1982) Étude de laboratoire: 10,5 d de TSH	55	3,70	0,45
Centrifugé	Canviro Consultants (1982) –	35	3,0	0,35
Centrifugé; petit lait	Canviro Consultants (1981) – 18 –	55	2,50	0,41
Centrifugé; petit lait	Canviro Consultants (1981) – 11 –	55	4,94	0,38
Centrifugé; petit lait	Canviro Consultants (1981) – 12 –	35	4,16	0,42
Centrifugé	Canviro Consultants (1981) – 29 –	55	1,45	0,30
Centrifugé	Canviro Consultants (1981) – 29 –	35	1,45	0,43
Centrifugé	Canviro Consultants (1981) – 16 –	35	2,61	0,30
Non centrifugé	Canviro Consultants (1981) – 35 –	55	1,45	0,32
Boeuf	Échelle réelle, Bartow, Hamilton-Standard (1981) 40 –	55	1,12	0,48
	Échelle réelle, Bartow, Hamilton-Standard (1981) 13 –	55	4,6	0,46
Boeuf	Hashimoto et coll. (1978) (Échelle pilote)	55	3,42 à 15,0	0,38 à 0,56
Boeuf	Varel et coll. (1977) (Laboratoire) 3 à 9 d de TSH	60	6,5 à 32,5	0,25 à 0,42
Boeuf	Hein et coll. (1975) (Laboratoire)	37	6,1 à 9,6	0,03 à 0,52
Boeuf	Hein et coll. (1977) (Laboratoire)	37	4,5 à 6,4	0,19 à 0,35
Boeuf	Shield et Tragitt (1978) (Laboratoire) 8 à 15 d de TSH	55	5,6 à 14,2	0,17 à 0,30
	Shield et Tragitt (1978) (Laboratoire) 5 d de TSH	55	19,2	0,21

5.5 Réduction des agents pathogènes

Durant chacune des périodes thermophile et mésophile, des échantillons de lisier brut et centrifugé, ainsi que d'effluent du digesteur, furent prélevés et analysés pour leur contenu en micro-organismes pathogènes indicateurs. Le tableau 12 présente sommairement les résultats de ces analyses. Le procédé thermophile, avec un temps de séjour de 10 d, suffit pour inactiver, ou réduire à un bas niveau, la plupart des organismes indicateurs. Même lorsque le fonctionnement du digesteur passait du mode thermophile au mode mésophile, le taux de survie d'agents pathogènes indicateurs était très faible (échantillons du 23 juillet, tableau 12).

Dans le mode mésophile, avec un temps de séjour de 9,7 d, la disparition des micro-organismes n'était pas aussi nette; l'abondance des levures et des moisissures, ainsi que le nombre total de coliformes demeurèrent élevés, et il y avait présence de salmonelles dans l'effluent du digesteur. Les échantillons mésophiles ne comportaient pas de coliformes fécaux (voir tableau 12); mais, on peut raisonnablement supposer, d'après des études antérieures en laboratoire, que ces coliformes sont presque absents de l'effluent du digesteur (Canviro Consultants Ltd., 1981). D'après les résultats d'essais à l'échelle réelle et en laboratoire (Canviro Consultants Ltd., 1981), il apparaît qu'un temps de séjour de plus de 10 jours en mode mésophile est nécessaire pour inactiver les salmonelles. De même, un temps de séjour plus long semble préférable pendant les mois d'été pour empêcher l'altération des protéines de levures et de moisissures récupérées, dans le cas où les résidus doivent être stockés pendant quelque temps.

Les organismes pathogènes ne constituent pas un problème pour le recyclage comme aliments des POM, puisque les protéines sont données comme nourriture au bétail à l'endroit même où elles sont produites. Cependant, la transmission d'organismes pathogènes peut constituer un risque si les POM sont transférées d'une ferme à une autre. En raison du nombre relativement limité de données obtenues jusqu'ici, des travaux de recherche considérables devront être consacrés à l'évaluation de la réduction et (ou) de la viabilité de divers types d'organismes pathogènes (bactéries, virus, parasites) dans un digesteur anaérobie à l'échelle d'une exploitation agricole.

Tableau 12
Réduction des agents pathogènes indicateurs par digestions anaérobies thermophile et mésophile à l'échelle réelle

		Digesteur		Indicateurs pathogènes			
Date d'échantillonnage	Description	Temp. (°C)	TSH (d)	Levures et moisissures (Nbre/g)	Coliformes totaux (MPN*/g)	Coliformes fécaux (MNP*/g)	Salmonelles
28 avril 1981	Effluent du digesteur	55	10	10	93	0,3	négatif
7 mai 1981	Lisier centrifugé	55	10	10	1 100	28	positif
	Effluent du digesteur	55	10	10	4	0,3	négatif
23 juillet 1983	Lisier centrifugé	41	33	50	10	10	négatif
	Effluent du digesteur	41	33	10	10	10	négatif
7 janvier 1982	Lisier centrifugé	35	9,7	770	1 100	**	positif
	Effluent du digesteur	35	9,7	200	430	**	positif

*"Most probable number": nombre le plus probable
**Quantité insuffisante

5.6 Étude du mélange dans le digesteur

C'est le fluorure de sodium qui servit comme traceur pour analyser le processus de mélange dans le réservoir de digestion. Il s'écoula trois temps de séjour hydraulique de 9,7 d avant que 65,5 kg de fluorure de sodium (29, kg de F^-) ne fussent entraînés sous forme de suspension dans le digesteur, en l'espace d'une demi-heure le 19 octobre. En tout, 21 échantillons furent prélevés avant et après l'injection de fluorure pour déterminer le mode d'entraînement du sel traceur et, par conséquent, le mode de mélange dans le digesteur.

La figure 6 présente la courbe d'entraînement du fluorure. Il s'agit d'une courbe type pour un digesteur, sans court-circuit observable, mais avec de faibles volumes morts. L'équation d'entraînement est du type général suivant:

$$T/T_o = (V/Va) \exp. -t\,[V/(Va\tau)]$$

où T = teneur en fluorure au temps t
T_o = teneur en fluorure prévue au temps 0
V = volume total du digesteur
Va = volume de mélange actif du digesteur
τ = temps de séjour hydraulique moyen observé

L'analyse des données, par la méthode des moindres carrés, permet d'évaluer les paramètres du modèle. On obtient:

$$V/Va = 1{,}11$$
$$V/(Va\tau) = 0{,}087$$

La courbe d'entraînement spécifique pour le digesteur RPF au moment de l'étude est décrite par le modèle:

$$T/T_o = 1{,}11 \text{ ex. } (-0{,}087\ t)$$

Avec ce modèle, le digesteur possède un volume de mélange actif de 90 p. 100. La perte apparente de 10 p. 100 de volume de mélange actif n'est pas alarmante du fait que pendant la première année le mélangeur du digesteur a fonctionné à basse vitesse (8,3 tr/mn). Le mélange à une vitesse plus élevée, soit 20 tr/mn, pendant une période d'une semaine, pourrait réduire de façon satisfaisante les volumes stagnants à l'intérieur du digesteur. Il a été proposé qu'une autre étude par traceur soit effectuée après une année de fonctionnement supplémentaire.

Les données de l'étude par traceur montrent que le temps de séjour observé se chiffrait à 12,9 d, et non à une valeur proche de 8,7 d, à laquelle on aurait pu s'attendre dans le cas d'un mélange actif à 90 p. 100 (le temps de séjour hydraulique théorique durant l'étude était de 9,7 d). La différence est probablement due à un décalage du diagramme d'étalonnage de la pompe d'alimentation. Un TSH de 12,9 d correspond à un débit de pompage de 30,8 l/mn, comparativement à un débit prévu de 44,1 l/mn avec un TSH de 10 d. Il est conseillé de réétalonner la pompe d'alimentation en lisier.

L'étude à l'aide du fluorure traceur a montré que, même si une petite fraction (10 p. 100) du volume du digesteur n'est pas utilisée pour le mélange et la digestion actives, le fonctionnement du mélangeur du digesteur à 8,3 tr/mn a été tout à fait satisfaisant pendant la première année d'exploitation.

5.7 La digestion anaérobie et le système de gestion existant pour le lisier

5.7.1 Questions environnementales. — Les conséquences les plus importantes de l'utilisation d'une installation de digestion anaérobie pour le système existant de traitement des déchets ont eu rapport aux opérations d'irrigation par aspersion. Avant qu'il y ait digestion anaérobie, RPF recevait chaque année des plaintes au sujet de l'odeur accompagnant l'irrigation par aspersion. Cependant, depuis que le système de digestion fonctionne à pleine capacité, les plaintes à ce sujet ont cessé. Ces résultats sont très intéressants, puisque seulement 40 p. 100 du lisier de RPF sont digérés.

Le système de digestion anaérobie et de récupération des protéines de RPF permet de réduire sensiblement la quantité de produits organiques déversés dans l'environnement, grâce à la conversion des déchets du bétail en méthane et en POM. Le tableau 13 résume les résultats moyens des analyses de la DBO_5 et de la DCO à l'entrée et à la sortie du digesteur. Les réductions moyennes de la DCO et de la DBO_5 dans le digesteur étaient respectivement de 46 et 63 p. 100, ce qui laisse supposer qu'une fraction considérable de matières biodégradables dans le

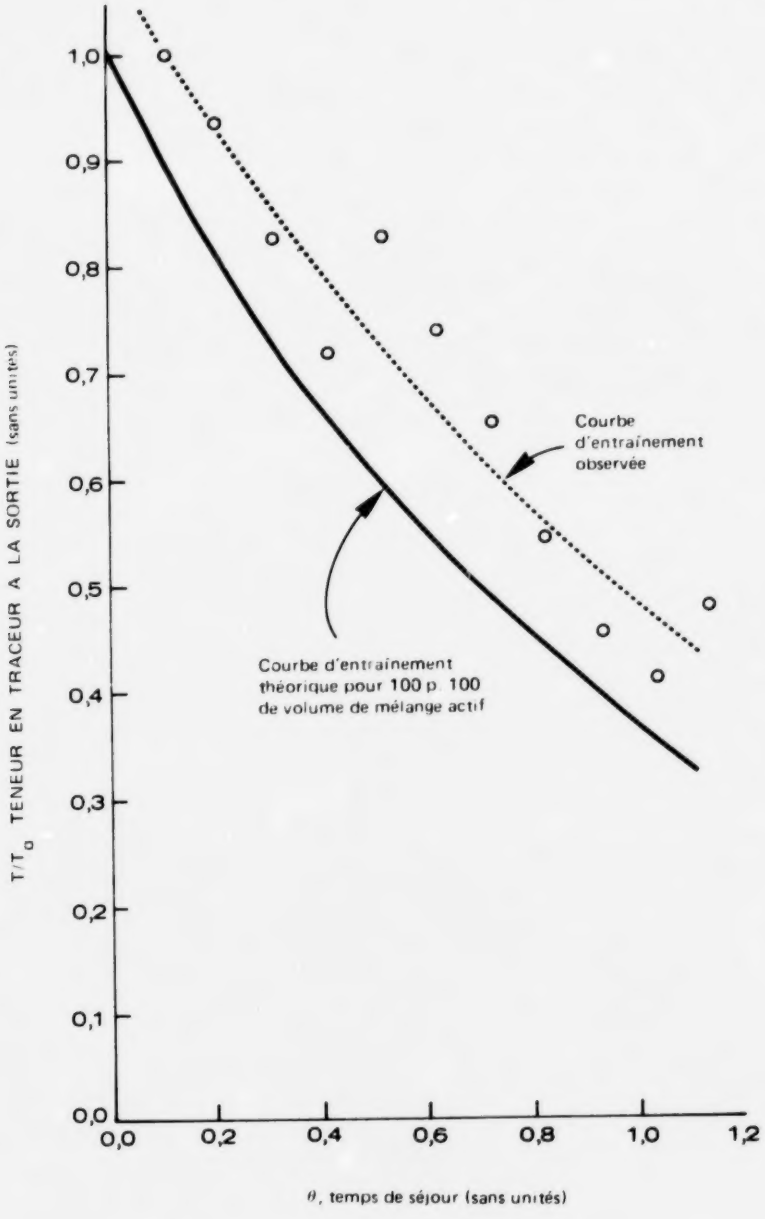

Figure 6. – Courbe d'entraînement du fluorure traceur: étude du mode de mélange dans le digesteur de RPF

lisier sont détruites au cours du processus anaérobie. La récupération des protéines par centrifugation a permis une diminution supplémentaire de 23 p. 100 de la DBO_5 et de 33 p. 100 de la DCO dans l'effluent du digesteur, d'où des réductions globales respectives de 71 et de 64 p. 100 de la DBO_5 et de la DCO grâce au système de digestion et de récupération des protéines. Avec le système de RPF, il a donc été possible de réduire sensiblement le rejet dans l'environnement de matières organiques biodégradables résultant du système de traitement du lisier existant. À remarquer que très peu de données sur la DBO_5 et la DCO ont été obtenues; les résultats présentés ici doivent donc être utilisés avec prudence jusqu'à ce que le système ait été étudié de façon plus approfondie.

Comme on l'a vue en 5.5 et au tableau 12, la digestion anaérobie permet de réduire le nombre d'organismes indicateurs microbiologiques. Il semble donc qu'il y ait moins de risques de transmission de maladies par des aérosols après la mise en service de l'installation anaérobie qu'avant.

5.7.2 Conséquences pour la valeur du lisier comme engrais. – Le tableau 4 donne des renseignements sur la transformation de l'azote dans le digesteur sur une longue période (19 janvier au 18 avril). La quantité totale d'azote demeura presque la même pendant toute la digestion, mais on observa une conversion partielle de l'azote organique en azote ammoniacal. (La teneur en ammoniac passa de 1,62 g/l dans le lisier brut à 1,83 g/l dans l'effluent du digesteur.) Les données du tableau 13 confirment la conversion de l'azote organique en azote ammoniacal dans le digesteur, avec une légère perte de la quantité totale d'azote. Le digesteur augmente donc la quantité d'azote utilisable comme engrais dans le lisier.

La comparaison des teneurs en ammoniac de l'effluent du digesteur (produit d'alimentation de la centrifugation des protéines) et du centrat final (tableau 13) révèle qu'environ 13 p. 100 de l'ammoniac sont perdus au cours de la centrifugation. Des études par Canviro ont permis de déterminer qu'environ la moitié de cet ammoniac est perdue par volatilisation, l'autre moitié demeurant avec les POM récupérées. Puisque les teneurs en ammoniac du produit d'alimentation du digesteur et du lisier final traité (centrat de la centrifugation des protéines) sont presque les mêmes, le système de RPF n'a pas modifié la quantité d'azote utilisable comme engrais. Cependant, la quantité totale d'azote dans le lisier brut a été réduite d'environ 21 p. 100, réduction qui est principalement attribuable au système de récupération des protéines. Le système de digestion a donc tendance à faire baisser, dans le lisier traité, la quantité d'azote moins accessible, et à augmenter la quantité d'azote de ce même lisier, facilement accessible sous forme d'azote ammoniacal. Les effets du temps de séjour du lisier stocké en terre n'ont pas été pris en considération parce qu'il n'existait pas d'échantillons pour une étude comparative, prélevés avant et après l'installation du système de digestion anaérobie. Il faudra effectuer d'autres recherches dans ce domaine pour déterminer les effets immédiats et à long terme du système de digestion anaérobie et de récupération des protéines sur la valeur du lisier comme engrais.

Tableau 13

Teneurs organiques moyennes et valeurs en engrais aux différentes étapes du cycle de digestion anaérobie de RPF

	Cycle de traitement			
	Alimentation du digesteur	Effluent du digesteur	POM récupérées	Lisier final traité
MS totales (g/l)	44,0	32,2	199,6	20,7
DBO_5 (mg/l)	31 300	11 700	••	9 050
DCO (mg/l)	68 200	37 000	••	24 800
ATK* (mg/l)	3 450	3 250	10,08	2 720
NH_3-N* (mg/l)	1 840	2 150	3,58	1 870
P total (% tel quel)	0,045	0,033	0,59	0,016
Ca (% tel quel)	0,21	0,15	1,76	0,083
K (% tel quel)	0,20	0,18	0,04	0,18
Na (% tel quel)	0,11	0,11	0,01	0,11

*La teneur des POM en azote est exprimée en mg/g de matière humide

••Données manquantes

Le tableau 13 présente sommairement les valeurs comme engrais à différentes étapes du procédé. Les valeurs nutritives sont relativement constantes avant et après la digestion, avec des teneurs légèrement réduites en calcium et en phosphore. Il est clair que la centrifugation pour la récupération des protéines a un effet marqué sur la teneur en minéraux nutritifs de l'effluent final. Le phosphore et le calcium sont tous deux entraînés avec les protéines (POM), alors que le sodium et le potassium (très solubles) demeurent dans l'effluent final. Le lisier liquide traité, final (centrat de la centrifugation des protéines), conserve donc la majeure partie du potassium et du sodium présents dans le lisier brut avec, cependant, des teneurs réduites en phosphore et en calcium.

En résumé , le lisier traité final, destiné à l'irrigation par aspersion, présente à peu près les mêmes teneurs en ammoniac, en potassium et en sodium que le lisier brut. L'effluent final contient moins de phosphore et de calcium utiles comme engrais, mais ces agents nutritifs peuvent servir à enrichir la ration alimentaire des bovins en éléments minéraux nutritifs. Comme il existe une controverse quant à la perte possible d'agents nutritifs (principalement d'azote) dans le système de digestion et de récupération des protéines, il est proposé que des recherches supplémentaires soient menées pour déterminer la destination finale et le potentiel d'utilisation de ces agents à tous les stades du système de traitement du lisier (par ex. digestion anaérobie, récupération des protéines, bassin de stockage pour l'irrigation et système d'irrigation). Il serait aussi intéressant de quantifier les solutions de compromis possibles entre la récupération des agents nutritifs avec les protéines (POM) et leur utilisation comme engrais.

5.8 Problèmes de fonctionnement et mesures de correction

Des problèmes mineurs ont été rencontrés pendant le fonctionnement du système de digestion anaérobie, mais des mesures conjointes prises par RPF et Canviro ont permis de résoudre ou de surmonter les difficultés. Au début du printemps, la conduite d'air de l'appareil se boucha, empêchant ainsi l'utilisation des soupapes de régulation de la vapeur. L'opérateur de Canviro put ajuster manuellement l'arrivée de vapeur pour le préchauffage du lisier et le chauffage du réservoir, pendant que les employés de RPF dégelaient et nettoyaient la conduite.

Pendant les périodes de faible alimentation, la canalisation du lisier allant de la fosse de stockage aux pompes se bouchait de temps en temps. Une conduite de balayage à contre-courant, à vapeur vive, fut montée dans le système pour libérer les tuyaux en cas d'obstruction. De plus, le personnel de RPF diminua le niveau du lisier dans la fosse et enleva tous les débris tombés accidentellement dans celle-ci pendant la période de construction. Ces débris étaient probablement à l'origine de l'obstruction des tuyaux. Des taux d'alimentation plus élevés ont permis, depuis, d'éliminer complètement le problème.

À la fin du printemps, les lectures au compteur à biogaz montraient que l'appareil n'enregistrait pas toute la production de ce gaz; il n'enregistrait que pendant les périodes où le compresseur fonctionnait. (Le compteur était de trop grande taille, ayant été conçu pour traiter le biogaz produit par une installation deux fois plus grande.) À l'époque, le compresseur transportait le biogaz directement jusqu'à la chaudière, tout excédent de gaz étant envoyé par un tuyau jusqu'aux réservoirs temporaires de stockage. Canviro et RPF modifièrent la tuyauterie de telle façon que tout le biogaz soit directement envoyé au stockage par le compresseur, d'où il fut utilisé pour alimenter la chaudière. Les mesures du biogaz se situèrent à nouveau dans l'intervalle correspondant à la charge en matières solides volatiles de l'alimentation.

Dans la nuit du 8 mai, se produisit le premier de plusieurs incidents dus à la formation excessive de mousse. Des recherches ultérieures par Canviro permirent de déterminer que la formation de mousse n'était pas due à une surcharge en matières organiques, mais à un faible pH dans le petit lait de fromagerie, alors utilisé comme source de carbone complémentaire avec le lisier d'alimentation. Par temps chaud, le petit lait devenait rapidement acide, et le pH chutait à environ 4,0. Le pH du lisier était très faible (5,8-6,2) dans certaines étables parce que RPF autorisait le déversement de surplus de petit lait dans les fosses situées sous les étables. Canviro conseilla à RPF de ne plus permettre ces déversements.

Pour supprimer la mousse, on ajouta à quatre reprises du gasoil au digesteur par l'intermédiaire de la pompe d'alimentation. Cette addition se révéla être une mesure efficace contre la formation de mousse. Cependant, après quatre additions séparées de carburant diesel à intervalles de temps allant en augmentant, il apparut claire-

ment que les micro-organismes anaérobies s'étaient acclimatés au carburant et l'utilisaient comme source de carbone. On arrêta donc les additions de carburant. Le fonctionnement du système fut réglé pour permettre la formation de mousse chaque fois que le pH du lisier d'alimentation baissait au-dessous de 6,6.

Comme la formation sporadique de mousse se poursuivit jusqu'en juin, on décida d'adopter un mode de fonctionnement mésophile. Le préchauffage du lisier et le chauffage du réservoir furent interrompus en juillet. À remarquer que le procédé thermophile permettait un fonctionnement efficace tant que le lisier d'alimentation accusait un pH neutre.

Il y eut de nouveau formation de mousse au début de novembre. Pendant la période de fonctionnement mésophile, il semblait que la formation de mousse était causée par des augmentations rapides de la teneur en matières organiques du produit d'alimentation, résultant d'une charge de lisier plus concentrée. Des mesures de pH pendant cette période révélèrent une fois de plus la présence de lisier légèrement acide (intervalle de pH de 6,3 à 6,6). Ce lisier à pH plus faible peut renfermer (ou entraîner leur formation dans le digesteur) des substances surfactives qui produisent cette quantité excessive de mousse. Le phénomène ne semble pas seulement être causé par une augmentation rapide de la teneur en matières organiques du produit d'alimentation. Pendant les trois semaines de formation sporadique de mousse, tous les paramètres chimiques dans le digesteur révélaient un rendement très stable. Comme mesure correctrice, la charge d'alimentation fut réduite, et il ne se forma plus de mousse. Jusqu'à la fin de 1981, il ne se présenta plus de problème de cette nature.

La teneur en acides volatils dans le digesteur n'a jamais constitué un problème, à l'exception de la période de transition entre les modes de fonctionnement thermophile et mésophile. La teneur maximale pendant cette période fut de 10 500 mg/l à la fin de juillet. Cependant, un mois plus tard, la teneur en acides volatils avait chuté à 6 980 mg/l dans le digesteur, et seulement 2 semaines après, il ne restait que 3 150 mg/l, en dépit d'une augmentation sensible de la charge de l'alimentation en matières organiques. La qualité du biogaz demeura toujours très bonne, la teneur en méthane se maintenant à environ 66 p. 100 en volume. Durant la baisse de la température de fonctionnement, la teneur en méthane chuta à 53 p. 100 du volume total pendant 1 semaine, mais le procédé retrouva vite son rythme normal. Dans la semaine suivante, la teneur en méthane avait regrimpé à 66 p. 100 de la quantité totale de gaz. Depuis la mise en train du système, la qualité du gaz ne se détériora jamais au point de nécessiter l'alimentation de la chaudière en gaz propane de secours.

Les matériaux de construction se sont pour la plupart bien comportés jusqu'ici. Les conduites et les compteurs à gaz ne portaient aucune trace d'attaque par l'hydrogène sulfuré après une année de fonctionnement continu. Après 2 ans d'immersion dans un digesteur anaérobie de lisier de boeuf en laboratoire, un morceau de bois de construction "Wolmanisé" n'avait pas subi de dommage apparent, ce qui montre que les chicanes devraient être assez solides. Les conduites d'eau en cuivre peuvent être attaquées par l'ammoniac contenu dans le lisier centrifugé; mais, une couche de peinture sur ces conduites leur assurera une protection complète.

Seulement trois composantes (toutes reliées à la chaudière) dans l'ensemble du système de digestion connurent des problèmes mécaniques. Le circuit-moteur et le programmeur de modulation réglant l'intensité de la combustion furent remplacés plusieurs fois. Les pressostats comportant de petites pièces de cuivre, montés dans les circuits du biogaz et du propane, ne durent qu'environ une année en raison de la présence d'une atmosphère corrosive (ammoniac) dans la chambre de la chaudière. Ces éléments devront donc être remplacés annuellement, dans le cadre d'un programme d'entretien régulier.

6 BESOINS ÉNERGÉTIQUES DU SYSTÈME DE DIGESTION ANAÉROBIE DE RPF

Le système de digestion anaérobie de RPF fit l'objet de calculs détaillés pour les bilans thermiques correspondant au traitement de 40 et de 100 p. 100 du lisier produit. L'annexe B donne les hypothèses concernant les calculs, ainsi que les estimations des pertes et des besoins thermiques. Le tableau 14 résume les principaux besoins thermiques de l'installation de RPF, fonctionnant selon le mode thermophile ou mésophile.

Le tableau 14 présente deux éléments intéressants. À l'échelle réelle, les pertes thermiques à travers les parois d'un digesteur isolé sont très petites, comparativement à la quantité d'énergie nécessaire pour élever le lisier à la température requise par les procédés thermophile ou mésophile. Deuxièmement, au temps de séjour indiqué, le mode thermophile requiert environ 60 p. 100 plus d'énergie en hiver, et plus de deux fois plus en été; et il en est de même du mode mésophile.

Au tableau 15, les taux de production de biogaz et d'énergie ont été calculés pour le système de RPF existant ainsi que pour le système fonctionnant à 100 p. 100, à partir des résultats en régime stationnaire, obtenus avec la charge en MSV et le taux de production de biogaz spécifique, résumés au tableau 5. La production de gaz dans les conditions thermophiles était plus grande qu'en période mésophile, en raison de l'addition de petit lait. Dans les conditions existantes, la production énergétique quotidienne était respectivement de 22,53 et 15,11 GJ/d pour les modes thermophile et mésophile. Le traitement de 100 p. 100 de la production quotidienne de lisier augmenterait la production énergétique sous forme de biogaz à 56,32 et 37,77 GJ/d respectivement pour les modes thermophile et mésophile.

Tableau 14
Besoins thermiques des systèmes de digestion anaérobie de RPF existant et à l'échelle réelle (pour un TSH de 10 d)

Mode de fonctionnement	Saison	Lisier traité	Besoins thermiques (GJ/d)		
			Pertes par l'enveloppe	Chauffage du lisier	Total
Thermophile	Hiver	40 p. 100	0,61	18,64	19,25
		100 p. 100	1,52	46,27	47,79
	Été	40 p. 100	0,39	13,46	13,85
		100 p. 100	0,74	33,42	34,16
Mésophile	Hiver	40 p. 100	0,39	11,73	12,12
		100 p. 100	0,96	29,14	30,10
	Été	40 p. 100	0,17	6,55	6,72
		100 p. 100	0,40	16,28	16,68

Tableau 15
Comparaison de la production de gaz et d'énergie par le système existant et par un système complet de digestion anaérobie de RPF pour un temps de séjour de 10 d

Mode de fonctionnement	Lisier traité	Production de biogaz		Teneur en méthane (%)	Valeur énergétique	
		m^3/d	m^3/an		GJ/d	GJ/an
Thermophile et petit lait	40 p. 100	1 045	381 400	64,6	22,53	8 233
	100 p. 100	2 612	953 400		56,32	20 560
Mésophile	40 p. 100	636	232 000	71,2	15,11	5 514
	100 p. 100	1 589	579 800		37,77	13 780

Le système existant produisait de l'énergie à partir du biogaz, à raison de 22,53 GJ/d aux températures thermophiles, avec un complément à base de petit lait de fromagerie, et de 15,11 GJ/d aux températures mésophiles. Les besoins thermiques du système existant (tableau 14) pour les modes thermophile et mésophile étaient respectivement de 13,85 à 19,25 GJ/d et de 6,72 à 12,2 GJ/d. Si on néglige la demande de l'équipement électrique, le bilan énergétique net était de 3,28 à 8,68 GJ/d pour le traitement thermophile avec le petit lait, et de 2,99 à 8,39 GJ/d pour le traitement mésophile. Il n'y a donc pas de différence réelle dans la production énergétique quotidienne nette pour ces diverses situations. Cependant, des études en laboratoire ont montré que sans petit lait la production de biogaz aux températures thermophiles est moindre, et que le procédé est moins stable (Canviro Consultants Ltd., 1981). Pour le traitement du lisier de boeuf seul (c'est-à-dire sans complément à base de petit lait de fromage), le mode mésophile aurait donc un rendement thermique plus élevé que le mode thermophile. Mais, ce dernier demeure quand même plus avantageux pour le traitement de déchets plus digestes et moins diversifiés, comme le petit lait, les résidus alimentaires et les boues résiduaires.

La consommation d'énergie par les diverses composantes des systèmes de RPF existant (40 p. 100) et complet (100 p. 100) fut calculée d'après l'intensité et la tension électriques. La demande en énergie électrique de chaque pièce d'équipement figure au tableau 16. La demande quotidienne totale en énergie électrique de 1,59 GJ/d (système existant) ou de 3,59 GJ/d (système complet) est petite, comparativement à la quantité d'énergie thermique nécessaire pour préchauffer le lisier.

Tableau 16
Comparaison entre le bilan énergétique du système existant et le bilan d'un système complet de digestion anaérobie chez RPF

Poste	Valeur énergétique (GJ/d)	
	Système existant (40 p. 100 du lisier traité)	Système complet (100 p. 100 du lisier traité)
Besoins d'électricité		
Pompe d'alimentation	0,211	0,295
Soufflerie pour le biogaz	0,088	0,176
Chaudière	0,056	0,056
Mélangeur(s)	0,378	0,756
Centrifugeur	0,724	2,172
Instruments	0,095	0,095
Traitement de l'eau	0,039	0,039
Total partiel	1,591	3,589
Besoins de chaleur		
Chauffage du lisier	6,554 – 11,727	16,282 – 29,136
Pertes à travers les parois du digesteur	0,167 – 0,389	0,398 – 0,965
Total partiel	6,721 – 12,116	16,680 – 30,101
Besoins totaux d'énergie	8,312 – 13,707	20,269 – 33,690
Approvisionnement en énergie*		
Production de biogaz (mésophile)	15,110	37,774
Gains d'énergie		
Baisse de la pollution de l'environnement**	3,45	8,63
Remplacement de protéines alimentaires***	4,12	9,42
Économies d'énergie nettes	8,97 – 14,37	22,13 – 35,55

*D'après les données en régime stationnaire pour la période mésophile du tableau 5.
**D'après la réduction de la DBO_5, décrite à l'annexe D.
***En l'occurence, farine de soya et urée (annexe D).

Le tableau 13 montre que la DBO_5 et la DCO du lisier brut se trouvaient sensiblement réduites par le système de digestion anaérobie et de récupération de protéines. Si un système fonctionnant aux boues activées réduisait la DBO_5 de la même quantité que le système de RPF, alors la demande en énergie serait plus grande pour le transfert d'oxygène par des aérateurs de surface. D'après les données sur la DBO_5 figurant au tableau 13, les équipements d'aération de surface nécessiteraient respectivement 3,45 et 8,63 GJ/d pour le traitement de 40 et de 100 p. 100 de la production quotidienne de lisier, avec le même niveau de traitement que celui qui est obtenu avec le système de RPF. L'annexe D renferme les calculs détaillés de ces demandes énergétiques. Enfin, on a assigné, au tableau 16, un crédit énergétique pour l'atténuation de la pollution.

Le recyclage des POM comme nourriture pour le bétail a également permis de réduire la demande d'énergie. La production de farine de soya et d'urée, lesquelles peuvent être remplacées par les POM, nécessite de l'énergie pour le labourage, l'application d'engrais, la récolte, le transport et le traitement au moulin, et enfin la livraison aux fermes. D'après la teneur en protéines des POM, les crédits énergétiques pour le remplacement de la farine de soya et de l'urée par les POM (tableau 13) sont respectivement de 4,12 et de 9,42 GJ/d pour le traitement de 40 et de 100 p. 100 de la production de lisier. L'annexe D renferme les calculs détaillés de ces crédits énergétiques.

Pour un montant estimatif de 37,77 GJ/d d'énergie fournie par le biogaz, le bénéfice net en énergie pour l'ensemble du système se situerait entre 22,13 et 35,55 GJ/d, selon la saison, dans les conditions correspondant à un fonctionnement mésophile en régime stationnaire. Comparativement, le système existant ne permet qu'un bénéfice énergétique net de 8,97 à 14,37 GJ/d. Pendant la période d'observation (12 octobre au 1er novembre), la teneur totale en matières solides du lisier de l'alimentation n'était que de 4,74 p. 100, alors qu'on avait prévu une valeur de 7 p. 100. À une teneur plus élevée en matières solides, on pouvait prévoir un bénéfice énergétique net de 38,60 à 52,02 GJ/d pour le traitement de 100 p. 100 du lisier, tous les autres facteurs demeurant les mêmes.

Les bilans énergétiques nets du tableau 16 montrent clairement les avantages d'agrandir le système de digestion anaérobie de RPF pour pouvoir traiter 100 p. 100 de la production quotidienne de lisier. L'utilisation de l'excédent de biogaz, généré par tout le lisier produit, pour alimenter une installation de séchage de grains ou un générateur électrique, est faisable commercialement, alors que le faible excédent de ce gaz obtenu par le système existant n'est pas rentable financièrement.

7 ÉTUDE ÉCONOMIQUE DU SYSTÈME DE DIGESTION ANAÉROBIE DE RPF

Le tableau 17 résume les coûts d'investissements, en dollars de 1980, pour le système existant de digestion anaérobie et de récupération des protéines de RPF. Beaucoup des composantes ont été conçues et installées pour traiter 100 p. 100 des déchets générés, comme l'indique le tableau 17, mais le réservoir construit ne pouvait recevoir que 40 p. 100 des déchets, pourcentage correspondant à la première phase du projet. On évalue le coût d'une deuxième phase, qui devrait compléter le système et permettre d'utiliser de façon rentable l'énergie de l'excédent de biogaz. Le coût total estimatif en immobilisations pour le traitement de 100 p. 100 du lisier produit est de 667 000 $.

Le tableau 18 présente sommairement les coûts de fonctionnement et d'entretien pour la première année d'exploitation (1981), ainsi que les coûts estimatifs pour le système de digestion de 100 p. 100 du lisier. Il est évident que le coût de l'amortissement représente le gros des frais annuels d'exploitation et d'entretien (E & E). En 1981, le coût d'amortissement représentait 79 p. 100 du coût total d'E & E. Une fois que l'installation aura la capacité de traiter tout le lisier produit, les frais d'amortissements représenteront 67 p. 100 du budget annuel d'E & E. L'électricité, le polymère et la main-d'oeuvre représentaient d'autres frais importants d'E & E pour l'année 1981. Le système de récupération de protéines ne fut opérationnel que pendant les premiers quatre mois de 1981 et, par conséquent, on a prévu de fortes augmentations de coût en polymère et en électricité pour le système total. Le tableau 18 montre que le coût du polymère devrait grimper à environ 14 p. 100 du budget annuel d'E & E. L'accroissement du coût de l'électricité représente proportionnellement une plus petite hausse dans l'ensemble des dépenses d'E & E; ce coût est passé de 4,0 p. 100 en 1981 à 6,8 p. 100 du total des dépenses d'E & E. En 1981, moins de 0,5 année-personne prévue fut en fait employée; cependant, il est probable qu'avec l'usure du matériel et l'addition d'un digesteur au système, une demi-année-personne sera utilisée à l'avenir. Le coût d'exploitation total est donc estimé à 156 578 $ par année.

Tableau 17
Coûts d'immobilisation du système de digestion anaérobie de RPF

Poste	Coût	Pourcentage* de déchets traités	Coût estimatif du traitement à 100 p. 100
Préparation de l'emplacement	2 593 $	40	5 600 $
Système de traitement de l'eau de chaudière	8 211	100	
Préchauffage de l'eau de chaudière et système de contrôle	9 471	100	
Chaudière et circuit du gaz	30 616	100	
Système d'alimentation en lisier	8 424	100	
Système de chauffage à la vapeur	1 343	100	
Système de collecte et de stockage du biogaz	15 735	100	6 100
Digesteur (chicanes, raccords, etc.)	52 747	40	103 900
Mélangeur du digesteur	32 635	40	45 500
Système de récupération des protéines	165 684	100	
Appareils de commande et de mesure	4 407	100	
Bâtiment	19 286	100	
Contrat (mécanique)	37 738	75	9 100
Contrat (électricité)	12 915	85	2 700
Ingénierie	74 771	85	17 000
Comptabilité, administration et transport	389	70	100
Total partiel	476 965 $		190 000 $
Total pour traitement de 100 p. 100 du lisier			666 965 $

*Le système actuel est conçu pour le traitement de 40 p. 100 du lisier. La phase 2 (expansion) est prévue pour 1983. À noter que plusieurs éléments du système ont été exceptionnellement conçus pour la phase 2, c.-à-d. pour un traitement de tout le lisier.

Tableau 18
Coûts actuels et coûts prévus de l'exploitation et de l'entretien de l'installation de digestion anaérobie de RPF

	Coûts en 1981	Pourcentage des coûts 1981 pour E & E	Coûts estimatifs pour 100 p. 100 de lisier traité	Pourcentage des coûts estimatifs pour E & E
Coûts fixes				
Amortissement de l'immobilisation (20 ans à 15 p. 100)	75 368 $	78,9	105 391 $	67,3
Coûts d'exploitation				
Réparations	737	0,8	2 500	1,6
Entretien et fournitures	21	0	300	0,2
Électricité	3 775	4,0	10 700	6,8
Produits chimiques alimentant la chaudière	754	0,8	2 262	1,5
Polymère (4 mois d'exploitation)	2 916	3,1	22 375	14,3
Fournitures diverses et combustible auxiliaire	1 071	1,1	1 000	0,6
Coûts de la main-d'oeuvre				
Main-d'oeuvre (1/2 année-personne à 16 000 $/an)	8 000	8,4	9 000	5,7
Avantages sociaux (estimés à 15 p. 100 du coût direct de la main-d'oeuvre)	1 200	1,3	1 350	0,9
Frais d'embauche	200	0,2	200	0,1
Totaux	95 542 $	98,6	156 578 $	99,0

Le tableau 19 présente sommairement les données relatives aux revenus et aux profits (et pertes) pour le système existant de RPF. Étant donné que le système de récupération de protéines n'a fonctionné que pendant les quatre premiers mois de 1981, et qu'actuellement il n'existe aucun système permettant d'utiliser le biogaz excédentaire, le revenu pour 1981 est fiable. Le revenu total, calculé pour une année avec le système existant, est estimé à 85 600 $, ce qui comprend 84 000 $ pour les POM récupérées. Avec des frais annuels d'exploitation de 95 500 $, le système existant accuse un déficit de 9 900 $. Les pertes sont principalement dues au fait que l'équipement investi a été presque entièrement conçu pour le traitement de 100 p. 100 du lisier produit (voir tableau 2), et que l'énergie du biogaz ne peut être employée de façon rentable au taux de production quotidien actuel de ce gaz.

L'analyse de rentabilité donne des résultats plus optimistes si l'on considère les dépenses en immobilisation de RPF, soit 245 580 $. Le coût d'immobilisation amorti pour RPF à lui seul se trouve ainsi réduit à 38 767 $ avec, comme résultat, un coût d'exploitation global de 58 941 $ pour le système. La ferme réalisera alors un profit annuel net de 26 660 $, le délai de récupération du capital atteignant 9,2 années. Avec seulement la récupération des protéines, l'installation d'un système de digestion anaérobie et de récupération des protéines atteindrait un taux de récupération du capital tout juste acceptable grâce à l'aide financière du DRECT.

Tableau 19
Évaluations des revenus et profits (ou pertes) du système de digestion anaérobie de RPF

Poste	1re année* Évaluation des revenus	Évaluation des revenus dans le cas d'un traitement de 100 p. 100 du lisier
Chauffage des lieux	1 600 $	1 800 $
Séchage des grains de maïs***	donnée manquante	27 475
Récupération des protéines	28 320**	208 780
Ensemble des revenus	29 920	238 055
Coût total d'exploitation	95 542	156 578
Profits ou (pertes)	(65 622)	81 477
Délai de récupération (amortissement linéaire)	donnée manquante	8,2 ans

*RPF évalue d'autres possibilités d'utilisation de l'énergie (comme un système de séchage ou de floculation des grains de maïs, un générateur électrique, etc.)

**Seulement 4 mois d'exploitation en 1981.

***Revenus estimatifs dans le cas de l'installation d'un système de séchage ou d'un système de floculation du maïs. Avec l'installation des deux systèmes, on pourrait tirer des revenus beaucoup plus élevés de la production du biogaz.

Les revenus estimatifs pour l'ensemble du système, avec utilisation partielle du biogaz, sont également résumés au tableau 19. Le revenu total pour l'installation complète (100 p. 100) serait 238 055 $, les profits dépassant alors les coûts de 81 477 $/an, et le délai de récupération par amortissement linéaire se chiffrant à 8,2 années. Le délai de récupération du capital ne peut aller qu'en décroissant, avec l'escalade des prix de l'énergie et des protéines, dans un avenir rapproché. Cette analyse économique montre clairement que RPF doit agrandir son système de digestion anaérobie et de récupération des protéines de façon à pouvoir traiter 100 p. 100 du lisier produit, si elle veut que ce système devienne rentable.

Comme l'exige le contrat DRECT, l'annexe C présente une analyse économique du système de digestion anaérobie et de récupération des protéines pour un parc d'engraissement de 500 bêtes de bétail. Si l'on estime à 144 700 $ le coût d'investissement et à 35 530 $ les frais annuels d'exploitation, le délai de récupération du capital est de 13 ans. Ce système est donc commercialement viable à petite échelle (bien que beaucoup d'exploitants agricoles ne considèrent plus comme acceptable un délai de récupération de 13 ans).

8 CONCLUSIONS ET PROPOSITIONS

8.1 Conclusions

Le système de digestion anaérobie avec récupération de protéines de RPF s'est bien comporté aux températures aussi bien thermophiles que mésophiles, et dans des conditions de fonctionnement très diverses, y compris de fortes fluctuations de température et des charges excessives de matières organiques (prévisibles dans un système de digestion d'exploitation agricole).

Voici les conclusions plus particulières qui s'imposent en ce qui concerne le procédé de digestion et la production de biogaz.

a) La digestion anaérobie du lisier de boeuf est stable aux températures aussi bien thermophiles que mésophiles, avec un temps de séjour hydraulique de 10 d.

b) La digestion anaérobie du lisier de boeuf (sans complément à base de petit lait de fromagerie) produit davantage d'énergie aux températures aussi bien mésophiles que thermophiles.

c) L'addition d'une source de carbone complémentaire, comme le petit lait de fromagerie, augmente sensiblement la production de biogaz, et rendrait le procédé thermophile plus rentable.

d) Avec les conditions mésophiles existantes, le système de digestion produira environ 640 m^3/d de biogaz (70 p. 100 de méthane). Le traitement de 100 p. 100 de la production quotidienne de lisier ferait grimper la quantité de biogaz à environ 1 590 m^3/d, soit une valeur de 27 500 $ par année si ce gaz était utilisé.

e) Le système de RPF permet une réduction globale de 71 et de 64 p. 100 respectivement de la DBO_5 et de la DCO (chiffres obtenus à partir d'un nombre restreint de données).

f) Les plaintes au sujet des odeurs provenant du système de traitement du lisier ont beaucoup diminué en nombre depuis que le système de digestion anaérobie et de récupération de protéines a été installé pour traiter (seulement) 40 p. 100 de la production quotidienne de lisier.

g) Le procédé de digestion anaérobie augmente la teneur en ammoniac de l'effluent du digesteur, par conversion d'une fraction de l'azote organique (présent dans le lisier brut) en ammoniac. Les teneurs en ammoniac, en sodium et en potassium du lisier final traité, aux fins d'utilisation comme engrais, sont les mêmes que celles du lisier brut alimentant le digesteur. Il y a enrichissement des teneurs en calcium et en phosphore dans les protéines (POM).

h) Une étude du mélange à l'aide d'un traceur au fluorure a montré que 90 p. 100 du volume liquide total dans le réservoir de digestion est prêt pour la digestion active après 1 an d'exploitation.

Voici les conclusions plus particulières qui ont trait à la récupération et à l'utilisation des protéines.

a) Environ 90 kg de protéines d'organismes monocellulaires (20 p. 100 de MS) sont récupérés de chaque mètre cube d'effluent de digesteur. La teneur en protéines du gâteau est à peu près de 33 p. 100 en poids sec.

b) Le système prototype de RPF, traitant 40 p. 100 du lisier, produit annuellement 1 780 tonnes de POM, d'une valeur de 84 000 $, qui peuvent servir de produit de remplacement de la nourriture pour bétail actuellement sur le marché. L'extension du système de RPF, permettant de traiter 100 p. 100 de la production quotidienne de lisier, permettra d'obtenir 4 440 tonnes de POM par année, d'une valeur de 208 800 $.

c) Pour un même temps de séjour hydraulique, le procédé thermophile est plus efficace pour l'élimination des agents pathogènes que le traitement mésophile. Un temps de séjour hydraulique de 10 d, à une température mésophile, est trop court pour inactiver complètement toutes les salmonelles.

d) Le gâteau de POM récupéré a été donné comme nourriture à plusieurs centaines de bovins en fin d'engraissement, ainsi qu'à des génisses de remplacement Holstein, à une dose de 4 à 11 p. 100 de la ration totale de MS, sans qu'il y ait eu d'effet néfaste.

Voici les conclusions particulières, en ce qui a trait au système global de digestion et de récupération de protéines.

a) Le système mésophile existant affiche quotidiennement un excédent énergétique net de 8,97 à 14,37 GJ/d, quantité qui passera à 22,13 à 35,5 GJ/d lorsque 100 p. 100 du lisier sera traité.

b) Le système existant, si on lui attribue un coût d'immobilisation de 447 000 $ et des frais d'exploitation de 95 500 $/an, accuse une perte d'exploitation d'environ 9 900 $, attribuable à la trop grande taille du compteur

et au manque à gagner relié à la non-exploitation du biogaz. (Un système plus grand, permettant de traiter 100 p. 100 du lisier, supposerait un coût d'immobilisation de 667 000 $ et des frais d'exploitation de 157 000 $ par année.) Cela donne un délai de récupération du capital de 8,2 ans, et montre bien la nécessité d'agrandir le système de RPF.

c) Un système de digestion anaérobie et de récupération de protéines pour un parc d'engraissement de 500 bovins coûterait 145 000 $ en immobilisation et 35 500 $ en frais annuels d'exploitation; le délai de récupération du capital atteindrait 13 ans.

8.2 Propositions

Beaucoup des questions concernant la faisabilité de la digestion anaérobie du lisier au Canada ont reçu une réponse dans le présent rapport. L'efficacité technique et la rentabilité de la digestion, avec le recyclage ultérieur, sous forme de nourriture, des protéines (POM), produits secondaires du procédé, ont été démontrées. Agriculture Canada a récemment approuvé une étude suggérée par Canviro portant sur l'optimisation de la récupération de protéines (POM) à partir de la digestion anaérobie de lisier de boeuf. Cette étude fournira d'importants renseignements sur les points suivants: méthodes d'analyse pour la détermination des protéines; formes, et possibilités de récupération et de digestion des protéines dans les effluents de digesteurs; facteurs d'accroissement d'échelle en laboratoire et récupération de protéines à l'échelle réelle; paramètres de fonctionnement au niveau de la digestion et de la centrifugation, qui pourraient influer sur la récupération des protéines. Cependant, un certain nombre de questions clés, relativement à l'utilisation du biogaz et des protéines (POM) provenant du procédé, demeurent sans réponse.

Voici quelques propositions concernant des recherches supplémentaires pour l'utilisation du biogaz et la récupération d'énergie:

a) Études d'optimisation avec un complément à base de petit lait de fromagerie, en vue d'améliorer la production de biogaz;

b) Évaluation approfondie du rendement de l'équipement utilisant le biogaz (équipement alimenté directement, ou équipement générateur d'électricité);

c) Évaluation de tout problème de fonctionnement relié à l'utilisation de biogaz provenant de digesteurs d'exploitations agricoles;

d) Essai consistant à diriger l'électricité produite vers les réseaux d'électricité existants;

e) Utilisation d'échangeurs thermiques pour la récupération d'énergie.

Voici les propositions concernant des études supplémentaires pour l'utilisation des protéines:

a) Essais d'alimentation de ruminants et de non-ruminants, constituant une étape obligatoire pour l'acceptation des POM comme base de nourriture commerciale;

b) Étude des effets du système de digestion anaérobie et de récupération de protéines sur la survie des organismes pathogènes (virus, bactéries, parasites) dans les protéines (POM) et dans le lisier traité final (destiné à l'irrigation par aspersion);

c) Recherche de solutions de compromis entre les récupérations d'agents nutritifs, utiles comme engrais, dans les protéines (POM) et dans l'effluent de digesteur, en vue de trouver la meilleure utilisation possible des ressources.

9 RÉFÉRENCES

Canviro Consultants Ltd., Thermophilic Anaerobic Fermentation of Beef Cattle Manure for Protein and Methane Production, rapport définitif sur les études de laboratoire en 1980-81, soumis au Conseil national de recherches du Canada, Saskatoon, Saskatchewan, n° de contrat OSZ80-00020, avril 1981.

Canviro Consultants Ltd., Thermophilic Anaerobic Fermentation of Swine and Beef Manure for Methane and Protein Recovery, rapport définitif sur les études de laboratoire en 1981-82, soumis au Conseil national de recherches du Canada, Saskatoon, Saskatchewan, n° de contrat OSX80-00131 (en préparation), 1982.

Ditta, J., Parrish and Heimbecker Grain Distributors, communication personnelle, avril 1982.

Hamilton-Standard, Fuel Gas from an Environmental Feedlot, rapport trimestriel sur les travaux en cours pour la période du 15 sept. au 31 déc., soumis au U.S.A. Department of Energy, n° de contrat DE-AC01-77ET20009, janvier 1981.

Hashimoto, A.G., Y.R. Chen et R.L. Prior, Thermophilic Anaerobic Fermentation of Beef Cattle Residue, Institute of Gas Technology Conference on Energy from Biomass and Waste, Washington, D.C., août 1978.

Hein, M.E., R.J. Smith et R.L. Vetter, Anaerobic Digestion of Beef Manure and Corn Stover, document n° 75-4542, présenté au Winter Meeting of the American Society of Agricultural Engineers, Chicago, Illinois, 15-18 décembre 1975.

Hein, M.E., R.J. Smith et R.L. Vetter, Some Mechanical Aspects of Anaerobic Digestion of Beef Manure, document n° 77-4056, présenté an Annual Meeting of the American Society of Agricultural Engineers, Raleigh, North Carolina, 26-29 juin 1977.

Metcalf and Eddy Inc., Wastewater Engineering – Collection, Treatment, Disposal, McGraw-Hill Book Co., p. 518, Toronto, 1972.

National Academy of Sciences, Nutrient Requirements of Beef Cattle, 5e édition, Washington, D.C., 1976.

Ontario Ministry of Agriculture and Food, Agricultural Statistics for Ontario 1980, publication n° 20, juin 1981.

Rush Engineering Services Ltd. (maintenant Canviro Consultants Ltd.), Design Specifications for the Roslyn Park Farm Thermophilic Anaerobic Fermentation Facility, rapport définitif soumis à Agriculture Canada, n° de contrat 05Z78-00242, janvier 1980.

Shields, F.D. et G.N. Tragitt, Methane Production from Anaerobic Fermentation of Beef Manure, document n° 78-4010, présenté au Summer Meeting of the American Society of Agricultural Engineers, Logan, Utah, 27-30 juin 1978.

Southwell, P.H. et T.M. Rothwell, Analysis of Output/Input Ratios of Food Production in Ontario, School of Engineering, University of Guelph, rapport soumis à Approvisionnements et Services Canada, n° de contrat OSW76-00048, 31 mars 1977.

Varel, V.H., H.R. Isaacson et M.P. Bryant, Thermophilic Methane Production from Cattle Waste, dans Applied and Environmental Microbiology, 33(2), p. 298, 1977.

ANNEXE A

MODIFICATIONS APPORTÉES AUX CARACTÉRISTIQUES DE CONCEPTION DU SYSTÈME DE RPF PROPOSÉ DANS LE RAPPORT FINAL DU CONTRAT MAS N° 07SZ 01843-9-1910

Par rapport au système construit chez RPF, les modifications suivantes dans la description initiale sont requises*.

Page 7

Delete G4 – automatic drip traps – change to manual drip traps.

Page 16

1. Delete – (no insulation is specified for walls adjacent to the control building).
3. Change – Wall insulation will be 2" styrofoam sheets strapped with 1" x 3" spruce strapping on 2' centres horizontally and vertical strapping as required for nailing of metal covering.
4. Insert – The insulation shall be covered with 28-gauge roof metal securely fastened as required.
5. Insert – The roof shall be insulated with 2 1/2" of sprayed in place polyurethane (R = 15).

Page 26

3. The shaft shall be of coal tar epoxyed carbon steel with 304 SS flanges approximately 37 feet long. The unit shall be equipped with two 4-blade axial turbines. The upper turbine shall be 100" in diameter and the lower shall be 116" in diameter.

Page 27

Delete entire sect. FT-7 Protective Coatings.

Page 30

Sect. HS-5 – delete (9).

Page 35

Delete (6), (7).
Table GH-1-1 Gas Handling Equipment.
Delete G4 change to Manual drip trap.

Page 37

Delete G4 Automatic Drip Trap.
Insert G4 Manual Drip Trap as in G9.

Page 43

Delete entirely PR-2 Protein Recovery Trailer as written. Insert PR-2 Protein Recovery Trailer.

1. The Protein recovery system shall be a trailer-mounted unit consisting of the following components:
   a) Sharples PM 50 000 high speed centrifuge (or equivalent)
      c/w 75 HP drive motor
      15 HP eddy current backdrive
      mounting frame

*Note du traducteur. – Le texte du contrat dont il est question ici n'existe qu'en version anglaise.

b) Centrifuge Feed pump 2 FOG-S1 Progressing Cavity Pump or equivalent 50 Igpm capacity
c) Polymer Feed Pump progressing Cavity Pump or equivalent 5 Igpm capacity
d) Polymer Make Up Tanks
   i) 500 Imp. gal. capacity polyethylene or equivalent construction tank c/w 3/4 HP Lighting mixer with 6" marine prop or equivalent
   ii) 250 Imp. gal. capacity polyethylene or equivalent construction tank c/w 3/4 HP Lighting mixer with 6" marine prop or equivalent
e) Protein Solids Conveyer 10" x 30' long c/w 1/2 HP drive system
f) Centrate sump pump, centrifugal pump capable of 6000 Igph delivery at 40' of head

2. Flexible 3" I.D. rubber hose with quick connect fittings (B.F. Goodrich, or equal) shall be employed to integrate this protein recovery subsystem into the overall digestion facility.
3. Fabrication and installation of all components shall be in accordance with all applicable local and provincial codes.

Page 44

2.6 Control Building

CB-1 General

Add to existing line 1 – The building will be insulated with R-20 fibre batt or equivalent and suitably covered for protection (e.g. dry wall).

ANNEXE B

BESOINS ÉNERGÉTIQUES DU SYSTÈME DE DIGESTION ANAÉROBIE EXISTANT (PHASE 1) ET DU SYSTÈME COMPLET PRÉVU (PHASES 1 ET 2)

1. Pertes par l'enveloppe du digesteur

Hypothèses concernant les températures

Endroit	Hiver (^{o}C)	Été (^{o}C)
Extérieur du bâtiment	- 7	21
Dans le bâtiment	15	21
Dans le sol	10	18

Surfaces du digesteur et coefficients de transfert thermique

Section de l'enveloppe	A (surface totale, m^2)		U (coefficient de transfert thermique) $KJ/m^2 \cdot h \cdot {}^{o}C$
	Système existant	Système complet	
Paroi supérieure isolée	68,6	159,1	0,974
Mur isolé exposé à l'air extérieur	221,6	605,2	0,967
Mur isolé dans le bâtiment	60,4	60,4	0,967
Mur isolé dans le sol	32,9	80,2	1,193
Paroi inférieure isolée	66,2	163,9	1,355

Selon l'équation de Fourier, $q = UA\Delta T$.

Par conséquent, les pertes de chaleur dans le procédé mésophile s'établissent comme suit:

Section de l'enveloppe du digesteur	Pertes de chaleur (GJ/d)			
	Système existant		Système complet	
	Hiver	Été	Hiver	Été
Paroi supérieure isolée	0,0674	0,0225	0,1563	0,0521
Mur isolé exposé à l'air extérieur	0,2160	0,0720	0,5899	0,1966
Mur isolé dans le bâtiment	0,0280	0,0196	0,0280	0,0196
Mur isolé dans le sol	0,0235	0,0160	0,0572	0,0389
Paroi inférieure isolée	0,0538	0,0366	0,1332	0,0906
Total	0,3887	0,1667	0,9646	0,3978

Les pertes thermiques pour le système complet comprennent les pertes par un second réservoir de digestion de 10,0 m de diamètre intérieur, comportant une paroi latérale d'une profondeur totale de 12,8 m, pour un volume total de 1 045 m^3 (volume actif de 950 m^3). Les inclinaisons des parois supérieures et inférieures du second réservoir sont respectivement de 17^{o} et 8^{o}, comme le prévoyaient les descriptions et dimensions initiales (Rush Engineering Services Ltd., 1980). On suppose que les 2,1 m inférieurs du second réservoir se trouvent au-dessous du niveau du sol et que le réservoir lui-même se trouve éloigné de tout bâtiment. On a supposé que le système isolant était identique à celui du réservoir de digestion déjà existant.

2. Besoins énergétiques pour chauffer le lisier

Hypothèses concernant le chauffage du lisier:
Température du lisier en hiver = 1 ^{o}C
en été = 16 ^{o}C
Masse spécifique du lisier = 1 030 kg/m^3
Pouvoir calorifique du lisier = 4,19 kJ/kg x ^{o}C
Rendement de la chaudière = 80 p. 100
Avec un temps de séjour hydraulique de 10 d, les débits de pompage s'établissent comme suit: pour le système existant, 64 m^3/d; pour le système complet, 159 m^3/d.
À partir de l'équation $q = mC\Delta T$, les besoins d'énergie pour le chauffage du lisier (mode mésophile) s'établissent comme suit:

Besoins d'énergie pour le chauffage du lisier

	Énergie requise (GJ/d)	
Système	Hiver	Été
Existant	11,727	6,554
Complet	29,136	16,282

ANNEXE C

ANALYSE ÉCONOMIQUE D'UN SYSTÈME DE DIGESTION ANAÉROBIE ET DE RÉCUPÉRATION DE PROTÉINES POUR UN PARC D'ENGRAISSEMENT DE 500 BOVINS

Le coût d'immobilisation, ainsi que les frais d'exploitation et d'entretien, a été évalué pour une installation de digestion anaérobie, semblable à celle du système de RPF, mais à une échelle moindre, à savoir un parc d'engraissement de 500 bovins. Le tableau 20 résume les évaluations relatives au coût d'immobilisation. La figure 7 représente le fonctionnement schématique de l'installation proposée. La comparaison des dépenses en immobilisation, pour le système de RPF d'une part et pour le système du parc de 500 bêtes d'autre part, permet d'avoir une idée de l'importance de l'échelle. Bien que le parc le plus petit ne représente que 10 p. 100 de la taille du parc de RPF, les dépenses en immobilisation pour le premier se chiffrent à 289 $/bête, alors que les mêmes dépenses pour RPF ne sont que de 133 $/bête. Le décanteur pour la récupération des protéines et le réservoir de digestion exigent deux des plus fortes dépenses en immobilisation.

Le tableau 21 résume les frais estimatifs d'E&E pour un parc d'engraissement de 500 bêtes. Le coût d'amortissement pour l'équipement représente la plus grande dépense d'E&E. Comme pour le système de RPF, la main-d'oeuvre, l'électricité et le polymère constituent d'autres coûts non négligeables, soit respectivement 12,8, 7,2 et 5,1 p. 100 du coût total d'E&E.

Les revenus provenant du biogaz et des protéines ont été évalués pour ce parc de 500 bêtes. Le revenu net obtenu pour le gaz, après déduction des frais de chauffage du lisier et des pertes thermiques par le réservoir du digesteur, se chiffre à 3 000 $. Ce revenu a été calculé d'après la production d'électricité d'une valeur estimative de 0,04 $/kWh en janvier 1983. La mise au point d'un échangeur thermique à haut rendement et de faible coût, pour le préchauffage du lisier avec l'effluent du digesteur, pourrait sensiblement augmenter le revenu énergétique net, tiré du gaz récupéré.

La valeur des protéines (POM) récupérées a été déterminée d'après les estimations de la valeur du gâteau, faites par le personnel de RPF. Dans les calculs, on a accordé aux protéines (POM) une valeur de 45 $/tonne (en poids humide), soit la valeur du complément protéinique qu'elles remplacent dans la ration de RPF. La production annuelle des POM par un parc d'engraissement de 500 bovins aurait une valeur d'environ 43 800 $. Les revenus totaux pour ce système à échelle réduite seraient de 46 800 $, comme le montre le tableau 22.

Après déduction des frais d'exploitation et d'entretien, soit 35 530 $, il reste un profit net d'environ 11 270 $. Ce profit net correspond à un délai de récupération du capital de 13 ans. Il est encourageant de noter que le système de digestion anaérobie proposé pour un parc d'engraissement de 500 bêtes donne un délai raisonnable de récupération du capital, à une époque où les taux d'intérêt sont très élevés (15 p. 100/an pour cet exemple). Des taux d'intérêts moindres, ou une augmentation de la valeur de l'énergie et des protéines récupérées raccourciront encore le délai de récupération du capital.

Tableau 20
Coûts estimatifs en immobilisation pour une installation de digestion anaérobie d'un parc d'engraissement de 500 bovins

Poste	Coût
Préparation de l'emplacement	1 000 $
Pompe du lisier	1 400
Réservoir de digestion (chicanes, raccords, etc.)	20 000
Isolation	4 000
Mélangeur	13 000
Prélèvement et stockage du biogaz	3 000
Moteur/générateur (15 kVA)	13 000
Moteur/générateur, système de récupération thermique	1 200
Décanteur	57 600
Bâtiment de commande	2 500
Contrat, mécanique/électricité	8 000
Ingénierie (description, dimensions, plans, supervision, faux frais)	20 000
Total	144 700 $

Tableau 21
Coûts estimatifs d'exploitation et d'entretien pour une installation de digestion anaérobie d'un parc d'engraissement de 500 bovins

Poste	Coûts	Pourcentage des coûts estimatifs d'E & E
Coûts fixes		
Amortissement (20 ans à 15 p. 100/an)	22 800 $	64,4
Coûts d'exploitation		
Réparations	1 200	3,4
Électricité	2 560	7,2
Traitement de l'eau	300	0,8
Polymère	1 825	5,1
Assurances	1 000	2,8
Fournitures diverses & combustible auxiliaire	600	1,7
	7 485 $	21,0
Coûts de la main-d'oeuvre		
Main-d'oeuvre (1,5 h/d x 7 d/sem. à 8 $/h)	4 370	12,3
Avantages sociaux (évalués à 15 p. 100 du coût direct de la main-d'oeuvre)	655	1,8
Frais d'embauche	200	0,5
	5 225 $	14,6
Totaux	35 530 $	100

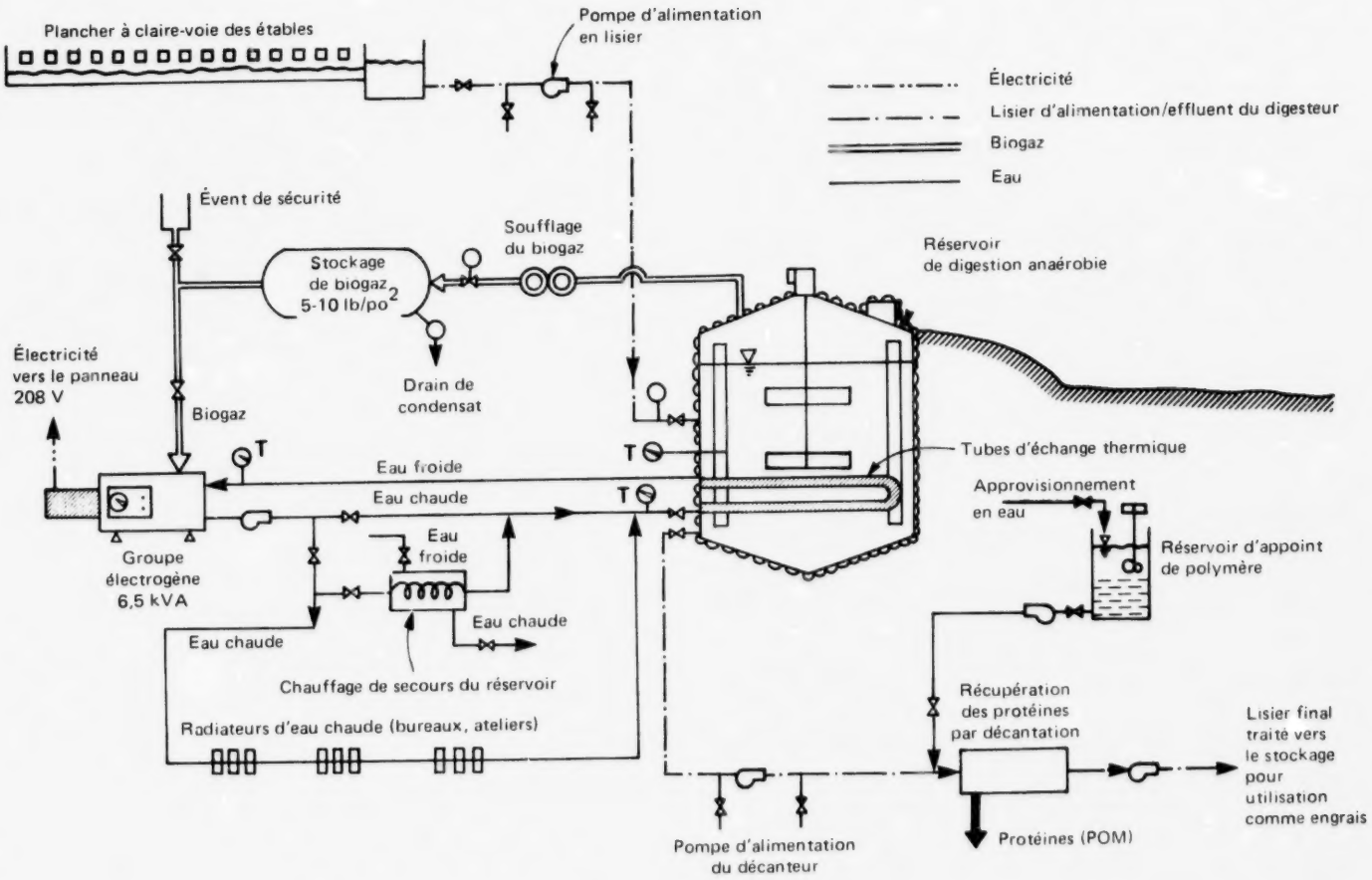

Figure 7. — Schéma de fonctionnement d'un système type de digestion anaérobie pour un parc d'engraissement de 500 bovins

Tableau 22

Revenus et délai de récupération du capital pour un système de digestion anaérobie d'un parc d'engraissement de 500 bovins

Poste	Valeur
Revenus sous forme de biogaz*	3 000 $
Revenus sous forme de protéines**	43 000 $
Revenus totaux	46 000 $
Frais D'E&E	35 000 $
Profit net	11 270 $
Récupération du capital	13 ans

*Valeur du biogaz: calculée pour une production d'électricité utilisée sur place, à 0,04 $/kWh (prix de janvier 1983).
**Valeur des protéines: calculée au prix de 45 $/tonne de gâteau humide récupéré, prix déterminé par RPF et correspondant au remplacement des grains de brasserie dans les rations.

ANNEXE D

CALCULS DES CRÉDITS ÉNERGÉTIQUES POUR L'UTILISATION DES POM ET LA RÉDUCTION DE LA POLLUTION GRÂCE AU SYSTÈME DE RPF

Évaluation du crédit énergétique pour le recyclage comme nourriture des POM

Dans le système de RPF, où il y a récupération de POM, les profits sont plus grands en raison des coûts moindres de la nourriture pour la ferme, et de la consommation réduite d'énergie dans la fabrication des compléments alimentaires à base de soya et d'urée. Pour évaluer les économies d'énergie, associées à la récupération de ces protéines, la fraction protéinique vraie (c.-à-d. (ATK - ANP) x 6,25) du gâteau a été comparée aux besoins énergétiques pour la production de soya, et la fraction d'azote non protéinique a été comparée à la production d'urée. La quantité de protéines (POM) qu'il est possible de récupérer de l'effluent du digesteur RPF a été déterminée comme suit:

matières solides totales dans l'effluent du digesteur = 32,2 kg/m^3 (tableau 6);
récupération de matières solides totales = 40 p. 100 (tableau 9);
par conséquent, quantité de matières solides totales récupérées = 32,2 kg/m^3 x 0,4 x 63,6 m^3/d
= 819 kg/MS/d.

Chez RPF, les POM sont constituées des fractions suivantes:

protéines vraies = 18 p. 100 des MS (résultats non publiés, obtenus par Canviro Consultants Ltd., 1982);
azote non protéinique (ANP) = 15 p. 100 des MS;
quantité de protéines vraies, récupérée par jour = 819 kg MS/d x 0,18 = 147 kg/d;
quantité d'azote non protéinique récupérée par jour = 819 kg MS/d x 0,15
= 123 kg/d (équivalent d'urée).

Économies d'énergie pour la fraction équivalente de soya (protéines vraies)

Dans cette analyse, l'énergie nécessaire à la culture, à la récolte, au transport jusqu'au moulin et au stockage, est celle qui correspond à la farine de soya, comme l'ont proposé Southwell et Rothwell (1977). Étant donné que l'huile n'est pas utilisée chez RPF, on n'a pas tenu compte de l'énergie requise pour son traitement.

Apport énergétique	Énergie totale
Culture et récolte	8,2 GJ/ha
Traitement de l'huile	Non applicable
Transport et stockage	1,7 GJ/ha
Total	9,9 GJ/ha

D'après les données fournies par OMAF (1981), le rendement moyen de soya en Ontario est de 3,04 m^3/ha, soit 773 kg/m^3 ou 2,37 t/ha. Une tonne de soya donne 0,18 t d'huile et 0,79 t de farine (Ditta, 1982).

L'énergie requise pour produire 1 t de farine de soya, renfermant en moyenne 49 p. 100 de protéines, est de 5,3 GJ; par conséquent, pour produire une quantité de protéines équivalant à 1 t de soya, il faut un apport d'énergie de (5,3/0,49) = 10,8 GJ.

Ainsi, les économies d'énergie pour la fraction équivalente au soya se chiffrent à:

$$\frac{147 \text{ kg/d}}{1\,000 \text{ kg/t}} \times 10{,}8 \text{ GJ/t} = 159 \text{ GJ/d lorsque 40 p. 100 du lisier est traité.}$$

Avec 100 p. 100 du lisier traité, les économies quotidiennes d'énergie sont de:

$$\frac{1{,}59 \text{ GJ/d}}{0{,}40} = 3{,}98 \text{ GJ/d}$$

Les coûts de transport doivent être ajoutés pour tenir compte de la livraison de la farine de soya chez RPF. Cette farine vient de Toronto, Hamilton ou Windsor. Pour les présentes estimations, on a supposé que l'aller-retour se chiffrait à 200 km.

Chez RPF, chaque bête reçoit comme nourriture 0,22 kg de protéines brutes sous forme de soya, par jour. Comme la farine de soya renferme 49 p. 100 de protéines brutes, les besoins quotidiens du parc en farine de soya seront de:

$$4\,200 \text{ bêtes} \times \frac{0{,}22 \text{ kg de protéines brutes/bête/d}}{0{,}49 \text{ kg de protéines brutes/kg de farine de soya}} = 1{,}89 \text{ t de farine de soya/d}$$

Le camion qui livre la farine de soya chez RPF possède une charge payante de 20 t et consomme 0,85 l/km de carburant diesel.

Nombre de voyages requis par année:

$$365 \text{ d/an} \div \frac{20 \text{ t de farine de soya/voyage}}{1{,}89 \text{ t de farine de soya/d}} = 34 \text{ voyages/an.}$$

Consommation totale de carburant diesel par le camion:

34 voyages/an x 200 km/voyage x 0,85 l de diesel/km = 5 780 l/an.

Capacité énergétique du carburant diesel:

0,0372 GJ/l.

Les besoins d'énergie pour le transport sont donc de:

5 780 l/an x 0,0372 GJ/l = 215 GJ/an = 0,59 GJ/d (moyenne).

L'économie totale d'énergie possible par le remplacement de la farine de soya se chiffre donc à:

prototype (40 p. 100 du lisier traité) = 2,18 GJ/d;
système complet (100 p. 100 du lisier traité) = 4,57 GJ/d.

Apport énergétique pour la production d'urée

L'énergie requise pour la fabrication et la livraison d'urée en vrac aux fermes a été évaluée à 98 962 kJ/kg d'azote (Southwell et Rothwell, 1977). Ce qui équivaut à 15 833 kJ/kg de protéines uréiques.

Ainsi, les économies d'énergie pour la fraction équivalant à l'urée se chiffrent à:

$$\frac{123 \text{ kg/d} \times 15{,}8 \text{ GJ/t}}{1\,000 \text{ kg/t}} = 1{,}94 \text{ GJ/d (lorsque 40 p. 100 du lisier est traité).}$$

Pour 100 p. 100 du lisier traité, les économies quotidiennes d'énergie sont de:

$$\frac{1{,}94 \text{ GJ/d}}{0{,}40} = 4{,}85 \text{ GJ/d}$$

Les crédits énergétiques totaux pour les POM remplaçant le soya et l'urée se chiffrent donc à: 4,12 GJ/d, lorsque 40 p. 100 du lisier est traité; et à 9,42 GJ/d, lorsque 100 p. 100 du lisier est traité.

Crédits énergétiques pour la réduction de la pollution de l'environnement

Le système de digestion anaérobie et de récupération des protéines de RPF permet une diminution sensible de la DBO_5 du lisier brut, comme le montre le tableau 13. La DBO_5 du lisier d'alimentation, soit 31 300 mg/l, est passée à 9 070 mg/l dans le produit centrifugé final (destiné à l'irrigation par aspersion). Si cette même réduction de DBO_5 avait été accomplie à l'aide d'un aérateur de surface, il aurait fallu une quantité considérable d'énergie. Les économies d'énergie, grâce au système de RPF, peuvent donc être calculées comme suit:

demande en oxygène = (31 300 - 9 070) mg/l x 63 600 l/d = 1 414 kg O_2/d.

On suppose un taux de transfert type d'oxygène de:

0,41 kg O_2/MJ (2,4 lb O_2/HP x h (Metcalf et Eddy, 1972)).

Par conséquent, besoins d'énergie:

$$\frac{1\,414 \text{ kg } O_2/d}{0{,}41 \text{ kg } O_2/MJ} = 3{,}45 \text{ GJ/d}$$

pour le traitement de 40 p. 100 de la quantité totale de lisier.

Si 100 p. 100 du lisier produit par RPF étaient traités, la demande énergétique serait de:

$$\frac{3{,}45 \text{ GJ/d}}{0{,}40} = 8{,}63 \text{ GJ/d}$$

Les crédits énergétiques pour la réduction de la pollution, grâce au système de RPF, sont donc de 3,45 GJ/d et de 8,63 GJ/d respectivement pour le prototype et pour le système complet.